

VŠB – Technická Univerzita Ostrava

Fakulta strojní

Katedra energetiky

Návrh zařízení pro poloprovozní zkoušky odsíření spalin  
z energetických provozů

The Design of Pilot Plant Tests for Flue Gas Desulphurisation of  
Power Plants

Student:

Bc. Ota Vaculík

Vedoucí diplomové práce:

doc. Dr. Ing. Bohumír Čech

Ostrava 2012

VŠB - Technická univerzita Ostrava  
Fakulta strojní  
Katedra energetiky

## Zadání diplomové práce

Student: **Bc. Ota Vaculík**  
Studijní program: N2301 Strojní inženýrství  
Studijní obor: 2302T006 Energetické stroje a zařízení  
Téma: **Návrh zařízení pro poloprovozní zkoušky odsíření spalin z energetických provozů**  
**The Design of Pilot Plant Tests for Flue Gas Desulphurisation of Power Plants**

### Zásady pro vypracování:

Vypracujte návrh zařízení pro zkoušky odsíření spalin o průtočném množství 5000 m<sup>3</sup>N/hod. Zařízení bude vybaveno odsáváním spalin a výměníkem tepla. Vstupní teplota spalin bude 145 °C.

Diplomová práce bude obsahovat:

1. Rešerši možných zařízení pro odsíření spalin.
2. Návrh zařízení pro poloprovozní zkoušky.
3. Tepelný a hmotnostní výpočet zařízení.
4. Zhodnocení dosažených výsledků.

### Grafické práce:

1. Výkresová dokumentace jednotlivých částí absorbérů.
2. Výkresová dokumentace sestavy absorbérů s výměníkem.


### Seznam doporučené odborné literatury:

- [1] ČERNÝ, V. a kol.. *Parní kotle a spalovací zařízení*. SNTL Praha, 1975.
- [2] KOLAT, P. *Přenos tepla a hmoty*. Skripta VŠB - TU Ostrava, 1987.
- [3] ON 074017 *Tepelný výpočet parních kotlů*.
- [4] DLOUHÝ, T. *Výpočty kotlů a spalinových výměníků*. Skripta ČVUT Praha, 2005.


Formální náležitosti a rozsah diplomové práce stanoví pokyny pro vypracování zveřejněné na webových stránkách fakulty.

Vedoucí diplomové práce: **Dr. Ing. Bohumír Čech**

Datum zadání: 16.12.2011  
Datum odevzdání: 21.05.2012

  
prof. Ing. Dagmar Juchelková, Ph.D.  
vedoucí katedry



  
prof. Ing. Radim Farana, CSc.  
děkan fakulty

### Místopřísežné prohlášení studenta

Prohlašuji, že jsem celou diplomovou práci včetně příloh vypracoval samostatně pod vedením vedoucího diplomové práce a uvedl jsem všechny podklady a literaturu.

V Ostravě: 10.5.2012



.....

podpis studenta

Prohlašuji, že

- jsem byl seznámen s tím, že na moji diplomovou práci se plně vztahuje zákon č. 121/2000 Sb., autorský zákon, zejména § 35 – užití díla v rámci občanských a náboženských obřadů, v rámci školních představení a užití díla školního a § 60 – školní dílo.
- beru na vědomí, že Vysoká škola báňská – Technická univerzita Ostrava (dále jen „VŠB-TUO“) má právo nevýdělečně ke své vnitřní potřebě diplomovou práci užít (§ 35 odst. 3).
- souhlasím s tím, že diplomová práce bude v elektronické podobě uložena v Ústřední knihovně VŠB-TUO k nahlédnutí a jeden výtisk bude uložen u vedoucího diplomové práce. Souhlasím s tím, že údaje o kvalifikační práci budou zveřejněny v informačním systému VŠB-TUO.
- bylo sjednáno, že s VŠB-TUO, v případě zájmu z její strany, uzavřu licenční smlouvu s oprávněním užití díla v rozsahu § 12 odst. 4 autorského zákona.
- bylo sjednáno, že užít své dílo – diplomovou práci nebo poskytnout licenci k jejímu využití mohu jen se souhlasem VŠB-TUO, která je oprávněna v takovém případě ode mne požádat přiměřený příspěvek na úhradu nákladů, které byly VŠB-TUO na vytvoření díla vynaloženy (až do jejich skutečné výše).
- beru na vědomí, že odevzdáním své práce souhlasím se zveřejněním své práce podle zákona č. 111/1998 Sb., o vysokých školách a o změně a doplnění dalších zákonů (zákon o vysokých školách), ve znění pozdějších předpisů, bez ohledu na výsledek její obhajoby.

V Ostravě: 10.5.2012



.....

podpis

Jméno a příjmení autora práce: Ota Vaculík

Adresa trvalého pobytu autora práce: Ludvíkov 147, Vrbno pod Pradědem, 793 26

## ANOTACE DIPLOMOVÉ PRÁCE

Vaculík, O. *Návrh intenzifikace plynové kotelny v systému centrálního zásobování teplem : diplomová práce*. Ostrava : VŠB – Technická univerzita Ostrava, Fakulta strojní, Katedra energetiky, 2012, 62 s. Vedoucí práce: doc. Dr. Ing. Bohumír Čech

Tato diplomová práce se týká odsiřování spalín čpavkovou metodou. V praktické části se zabývám návrhem zkušební odsiřovací jednotky, která slouží k vypírce spalín od  $\text{NH}_3$ . Výpočty provádím pro provoz kotle K10 z jehož kouřovodu se kontinuálně odsává menší, zkušební, průtočné množství spalín. Dále provádím bilanci dávkování sorbentu. V závěru mé diplomové práce je metoda čpavkového odsíření spalín vyhodnocena a jsou zde uvedeny výkresy sestavy odsiřovacího zařízení i jeho dílčích komponent.

### KLÍČOVÁ SLOVA

- odsíření spalín
- čpavková metoda
- DE-EMIS
- návrh absorbéru

## ANNOTATION OF MASTER THESIS

Vaculík, O. *The Design of Pilot Plant Tests for Flue Gas Desulphurisation of Power Plants: Master Thesis*. Ostrava : VŠB - Technical University of Ostrava, Faculty of Mechanical Engineering, Department of Power Engineering, 2012, 62 p. Thesis head: doc. Dr. Ing. Čech Bohumír

This diploma thesis deals with gas desulphurisation by use of nitric method. In practical part I deal with the project of testing desulphurisation unit which separate  $\text{NH}_3$  from combustion products. I make my calculations for operation of boiler K10 from which flue is taking a little testing quantity of combustion products. For the next I make balance calculations of dosage of mixture for desulphurisation. Results of my diploma thesis is evaluation of nitric way in desulphurisation of combustion products and drawing of complete absorbing unit and its parts.

### KEYWORDS

- desulphurisation
- nitric method
- DE-EMIS
- design of absorbing unit

<b>PŘEHLED UVEDENÝCH ZNAČEK, ZKRATEK A INDEXŮ .....</b>	<b>8</b>
<b>1. ÚVOD .....</b>	<b>10</b>
<b>2. REŠERŠE MOŽNÝCH ZAŘÍZENÍ PRO ODSÍŘENÍ SPALIN [1] .....</b>	<b>10</b>
2.1 PRŮTOČNÉ PROCESY ODSÍŘOVÁNÍ SPALIN .....	11
2.1.1 Mokrý vápencová metoda odsiřování spalin .....	11
2.2 SUCHÝ ZPŮSOB ODSÍŘOVÁNÍ SPALIN VÁPENCEM .....	16
2.2.1 Aplikace suché odsiřovací metody u práškových kotlů .....	17
2.2.2 Aplikace suché odsiřovací metody u fluidních kotlů .....	17
2.2.3 Porovnání fluidního spalování s jinými technologiemi .....	19
2.3 POLOSUCHÝ ZPŮSOB ODSÍŘOVÁNÍ .....	20
<b>3. POPIS ČPAVKOVÉ ODSÍŘOVACÍ METODY (DEEMIS).....</b>	<b>22</b>
3.1 REAKČNÍ SCHÉMA ODSÍŘOVACÍ METODY DEEMIS .....	24
3.2 ZABRÁNĚNÍ ČPAVKOVÉHO SKLUZU .....	25
<b>4. POVOZ PILOTNÍ JEDNOTKY PRO ODSÍŘENÍ SPALIN.....</b>	<b>26</b>
4.1 POPIS KOTLE .....	26
4.2 ZÁKLADNÍ PARAMETRY KOTLE.....	26
4.3 PALIVO PRO ODSÍŘOVACÍ ZKOUŠKY .....	27
4.3.1 Základní údaje primárního paliva .....	27
4.3.2 Doplnující palivo .....	27
4.4 ÚČEL ZKOUŠEK.....	27
4.5 ROZSAH MĚŘENÍ PŘI ODSÍŘOVACÍCH ZKOUŠKÁCH .....	28
4.6 PRIMÁRNÍ PALIVO.....	29
4.6.1 Stechiometrické výpočty spalování primárního paliva .....	29
4.7 SEKUNDÁRNÍ PALIVO.....	32
4.7.1 Stechiometrické výpočty spalování sekundárního paliva .....	32
4.8 SMĚS PRIMÁRNÍHO A SEKUNDÁRNÍHO PALIVA .....	34
4.8.1 Stechiometrické výpočty spalování směsi primárního a sekundárního paliva .....	34
<b>5. BILANČNÍ VÝPOČTY.....</b>	<b>36</b>
5.1 PRŮTOK SPALIN KOUŘOVODEM KOTLE K10 .....	36
5.2 PRŮTOK SPALIN PŘI ODBĚRU PRO ODSÍŘOVACÍ ZKOUŠKY .....	37
5.3 KONCENTRACE SO <sub>2</sub> VE SPALINÁCH .....	37
5.4 PRŮTOK SÍRY DO ODSÍŘOVACÍHO PROCESU.....	38
5.5 DÁVKOVÁNÍ SORBENTU.....	39
<b>6. KONSTRUKČNÍ NÁVRH ABSORBÉRU .....</b>	<b>41</b>
6.1 POPIS FUNKCE ZAŘÍZENÍ .....	41
6.2 ROZMĚROVÉ VÝPOČTY .....	43

6.2.1	<i>Vstupní a výstupní díl zařízení .....</i>	44
6.2.2	<i>Výpočet kapsového výměníku tepla.....</i>	45
6.2.3	<i>Mezikus 1 .....</i>	49
6.2.4	<i>Mezikus 2 .....</i>	49
6.2.5	<i>První spalínový trakt absorbéru.....</i>	50
6.2.6	<i>Druhý spalínový trakt.....</i>	51
<b>7.</b>	<b>VÝPOČET TLAKOVÝCH ZTRÁT .....</b>	<b>52</b>
7.1	VSTUPNÍ ČÁST .....	52
7.2	VÝMĚNÍK TEPLA .....	53
7.2.1	<i>První křížení.....</i>	53
7.2.2	<i>Druhé křížení .....</i>	54
7.3	MEZIKUS 2 A PRVNÍ SPALINOVÝ TRAKT .....	55
7.4	DRUHÝ SPALINOVÝ TRAKT .....	56
7.5	VÝSTUPNÍ DÍL.....	58
<b>8.</b>	<b>ZÁVĚR .....</b>	<b>59</b>
	<b>PODĚKOVÁNÍ.....</b>	<b>60</b>
<b>9.</b>	<b>SEZNAM POUŽITÉ LITERATURY .....</b>	<b>61</b>
<b>10.</b>	<b>SEZNAM PŘÍLOH .....</b>	<b>62</b>

## Přehled uvedených značek, zkratk a indexů

- Přehled uvedených značek a indexů je uveden v tabulce č. 1

Značka	Veličina	Jednotka SI
a	Strana čtverce	mm
$C_{SO_2,m}$	Koncentrace $SO_2$ ve spalínách (hmotnostně)	$mg/m^3_N$
$C_{SO_2}$	Koncentrace $SO_2$ ve spalínách	ppm, %
$C_{SO_2}^{vyst}$	Maximální možná koncentrace $SO_2$ na výstupu	$mg/m^3_N$
$m_{6\%,SO_2}^{st}$	Hmotnostní průtok $SO_2$ na vstupu do odsíření při koncentraci $O_2$ 6%	kg/s
$m_{6\%,SO_2}^{yst}$	Hmotnostní průtok $SO_2$ na výstupu do odsíření při koncentraci $O_2$ 6%	kg/s
n	Přebytek vzduchu	1
S	Plocha	m <sup>2</sup>
$Q_i^c$	Celková výhřevnost	MJ/kg
$Q_i^{kp}$	Výhřevnost koksárenského plynu	MJ/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>
$Q_i^{uh}$	Výhřevnost černouhelného prachu	MJ/kg
P	Výkon	MW
$p''$	Parciální tlak páry při teplotě vzduchu	kPa
t	Teplota	°C
v	Rychlost	m/s
$V_{O_2}$	Množství kyslíku potřebného k dokonalému spálení paliva	m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /kg, m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /m <sup>3</sup> <sub>N</sub>
$V_{vz,t}^s$	Teoretické množství suchého, spalovacího vzduchu k dokonalému spálení paliva	m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /kg, m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /m <sup>3</sup> <sub>N</sub>
$V_{vz,s}^s$	Skutečné množství suchého, spalovacího vzduchu k dokonalému spálení paliva	m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /kg, m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /m <sup>3</sup> <sub>N</sub>
$V_{vz,s}^v$	Skutečné množství vlhkého, spalovacího vzduchu k dokonalému spálení paliva	m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /kg, m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /m <sup>3</sup> <sub>N</sub>
$V_{sp,t}^s$	Teoretické množství suchých spalin	m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /kg, m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /m <sup>3</sup> <sub>N</sub>
$V_{sp,s}^s$	Skutečné množství suchých spalin	m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /kg, m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /m <sup>3</sup> <sub>N</sub>
$V_{sp,s}^v$	Skutečné množství vlhkých spalin	m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /kg, m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /m <sup>3</sup> <sub>N</sub>
$V_{H_2O}$	Množství vodní páry obsažené ve spalínách	m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /kg, m <sup>3</sup> <sub>N</sub> /m <sup>3</sup> <sub>N</sub>
φ	Vlhkost vzduchu	%
ρ	Hustota	m <sup>3</sup> /kg
η	Účinnost	%

Tabulka č. 1 – přehled uvedených značek a indexů



- Přehled uvedených zkratk je obsažen v tabulce č. 2

Zkratka	Celé znění
$\text{CaCO}_3$	Uhličitan vápenatý
$\text{CaO}$	Oxid vápenatý
$\text{Ca(OH)}_2$	Hydroxid vápenatý
$\text{CaSO}_4$	Síran vápenatý
$\text{CH}_4$	Metan
$\text{C}_2\text{H}_6$	Ethan
$\text{C}_2\text{H}_4$	Ethen
$\text{CO}$	Oxid uhelnatý
$\text{CO}_2$	Oxid uhličitý
$\text{H}_2$	Vodík
$\text{H}_2\text{O}$	Voda
$\text{H}_2\text{O}_2$	Peroxid vodíku
KP	Koksárenský plyn
$\text{N}_2$	Dusík
$\text{NH}_3$	Amoniak, Čpavek
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$	Siřičitan amonný
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	Síran amonný
$\text{O}_2$	Kyslík
$\text{SO}_2$	Oxid siřičitý
$\text{SO}_3$	Oxid sírový
TZL	Tuhé znečišťující látky
Uh	Černouhelný prach
TR	Trakt
VST	Vstupní
VÝST	Výstupní
$V_{\text{sp},s}^{v,\text{uh}}$	Index pro černouhelný prach
$V_{\text{sp},s}^{v,\text{kp}}$	Index pro koksárenský plyn
$V_{\text{sp},s}^{v,s}$	Index pro směs paliva

Tabulka č. 2 – Zkratky

## 1. Úvod

Důvodem pro hledání nových odsiřovacích metod je především stále se snižující emisní limit pro oxidy síry ( $\text{SO}_2$ ), který v roce 2016 klesne až na  $200 \text{ mg/m}_N^3$ . Z běžně používaných metod odsiřování, založených na vápencové metodě, se tomuto limitu přibližuje pouze mokré vápencové odsiřování, které je prostorově, investičně i provozně velice náročné. Ostatní metody odsiřování dále působí jen jako podpůrná opatření mokré vypírky.

Možnou náhradou těchto drahých technologií by se v budoucnu mohla stát čpavková odsiřovací metoda. Ta, jako jediná další, dokáže splnit nově zpřísněné emisní limity. Jedná se o jednoduchý nástřik směsi vody a čpavku do kouřovodu, tudíž pořizovací a provozní náklady nejsou nikterak veliké. Po nástřiku sorbentu je však důležité hlídat tzv. čpavkový skluz. K tomu nám slouží absorbér, který mokrou metodou čpavek ze spalín separuje pod požadovanou úroveň.

Každou novou technologii je třeba nejprve odzkoušet. V této diplomové práci se zaměřuji na návrh zkušební jednotky absorbéru pro  $5000 \text{ m}^3/\text{h}$  spalín. Je třeba brát v potaz pohyblivé stavové veličiny spalín při průtoku mokrou vypírkou. Výkresy jednotlivých částí i sestavy celého zařízení jsou obsaženy v příloze diplomové práce.

## 2. Rešerše možných zařízení pro odsíření spalín [1]

Odsiřování spalín je dnes již průmyslově zavedenou metodou, která je charakteristická:

- Velikými objemy čištěných spalín
- Nízkými koncentracemi znečišťujících látek ve spalínách ( $\text{SO}_2$ ,  $\text{SO}_3$ ,  $\text{Cl}^-$  a  $\text{F}^-$ )
- Obrovskými hmotnostními toky těchto látek

### Dělení procesu odsiřování:

Dle zpracování činidla, použitého pro zneškodnění  $\text{SO}_2$

- Průtočné procesy – činidlo naváže  $\text{SO}_2$  a následně vystupuje z procesu jako produkt
- Regenerační procesy – činidlo se regeneruje a vrací zpět do absorpce

Dle skupenství

- Suché procesy
- Polosuché procesy
- Mokrý procesy

Dle fyzikálního, či chemického charakteru procesu

- Absorpční
- Adsorpční
- Katalytické procesy

## **2.1 Průtočné procesy odsiřování spalin**

### **2.1.1 Mokrý vápencová metoda odsiřování spalin**

#### **2.1.1.1 Chemie procesu**

Jedná se o vypírku oxidu siřičitého vodní vápennou suspenzí, za relativně nízkých teplot, okolo 60°C. Chemismus této metody je popsán v rovnici č. 1.



Důležitým prvkem procesu je rychlost rozpouštění vápence, kterou můžeme ovlivnit následujícími kroky:

- Jemným rozemletím vápence, kdy jsou částice menší, než 40 μm
- Zvýšením stechiometrického poměru  $\text{CaCO}_3 : \text{SO}_2 = 1,02 - 1,07 : 1$
- Zvýšením poměru objemu suspenze k objemu spalin za normálních podmínek
- Přídavkem aditiv (organické kyseliny,  $\text{Mg}^{2+}$ )
- Udržováním pH v kyslejších mezích

#### **Tvorba usazenin a nánosů**

Jedná se o jeden z nejzávažnějších problémů této odsiřovací metody. V absorberu se tvoří na stěnách, vestavbách, separátorech kapek. Odstraňování nánosů je velice pracné a provádí se ostřikováním tlakovou vodou, či ručním odsekáváním.

K usazování dochází vlivem konstrukčních závad (dají se snadno odstranit), nesprávný technologický režim, zahrnující krystalizační chemii  $\text{CaSO}_4 \cdot 2 \text{ H}_2\text{O}$ , či tzv. oslepnutí vápence, vlivem vysoké kyselosti ( $\text{pH} < 5$ ).

## Konstrukční nedostatky

Konstrukčními nedostatky většinou myslíme nedostatečné omývání povrchů absorberu, či jejich předchladičů. Spaliny o teplotě 110 – 140°C se musí ochladit na potřebnou teplotu, což je u absorpce  $\text{SO}_2$  v rozmezí 55-60°C. Pakliže máme nedostatečně zkrápěný povrch, voda se odpařuje ze suspenze na povrchu aparátu a ten následně zarůstá usazeninami.

Problémy může vyřešit ostřík stěn, případně zrovnoměnění toku spalin po celém průřezu absorberu.

## Krystalizace $\text{CaSO}_4 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$

Tvorba krystalů uvnitř absorberů nastává při nedodržení zásad určitého přesycení suspenze  $\text{CaSO}_4 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$ .

## Působení aditiv

Aditiva se běžně používají v USA, kde se zpřísnily emisní limity v novele zákona o ovzduší a slouží ke zvýšení účinnosti odsiřovacích procesů. Dříve se aditiva zaváděla pro snížení procenta v tvorbě úsad a nánosů. Nyní jimi zlepšujeme kvalitu energosádrovce, což je produkt mokré metody odsíření spalin. Navíc katalyzujeme oxidaci siřičitanového iontu na iont síranový.

Aditiva dělíme na anorganická a organická. Mezi anorganická aditiva řadíme především sole hořečnaté. Stejně vlastnosti mají i sole sodné. Organickými aditivy myslíme organické kyseliny (kyselinu uhličitou a siřičitou). Ze silnějších kyselin se užívá např. kyselina mravenčí, či její draselné soli.

Aditiva se používají především z ekonomického hlediska, kdy šetří investiční a provozní náklady při odsiřování spalin.

## Mechanismus působení aditiv

### Anorganická aditiva

Po přidání síranu hořečnatého do vápencové suspenze se výrazně zvýší podíl  $\text{SO}_3^{2-}$ . Oxid siřičitý se výrazně rychleji přeměňuje na  $\text{SO}_3^{2-}$ , navíc se okamžitě nevazbí na rozpuštěný  $\text{Ca}^{2+}$ .

Jako anorganické aditivum se často používá  $\text{Mg}^{2+}$ . Jeho nevýhodou je jeho citlivost na  $\text{Cl}^-$  a  $\text{F}^-$  ve spalinách. Před samotnou absorpcí proto řadíme předpírání spalin vodou v absorberu.

## Organická aditiva

Nízkou koncentrací  $\text{Ca}^{2+}$  ve vypírací suspenzi lze zvýšit přidavkem organických kyselin, které co do hodnoty disociační konstanty leží obvykle mezi kyselinou siřičitou a uhličitou. Jedná se o kyseliny tvořící rozpustné soli  $\text{Ca}^{+2}$ , které zvyšují rozpustnou alkalitu suspenze a působí svojí tlumící kapacitou.

Charakteristickým rysem použití organických kyselin v procesu mokré vápencové metody jsou jejich ústojné vlastnosti. Ty umožňují udržování nižších hodnot pH v absorberu a jeho cirkulačním okruhu, což příznivě ovlivňuje využití vápence.

Vynikajícím rysem použití organických kyselin je skutečnost, že nejsou citlivé na obsah chloru a fluoru ve spalinách. To umožňuje provozovat proces absorpce a chlazení spalin v jediném aparátu s jediným cirkulačním okruhem, což se příznivě odrazí v pořizovacích nákladech.

### Zvýšení účinnosti odsíření působením aditiv

Jak anorganická, tak i organická aditiva se v současné době používají pro zvýšení účinnosti odsířování spalin. Jejich význam spočívá v tom, že se tvoří rozpustné soli  $\text{Ca}^{2+}$  a tím i neutralizují tvořící se ionty  $\text{SO}_3^{2-}$  a  $\text{HSO}_3^-$ . Rychlost neutralizace významně ovlivňuje i absorpci  $\text{SO}_2$  do vypírací suspenze.  $\text{Na}^+$  a  $\text{Ca}^{2+}$  aditiva zvyšují alkalitu vypírací kapaliny ve formě sulfitového iontu. Pokud je dostatek tohoto iontu v kapalině, rovnováha reakce sulfit-bisulfid tlumí pH vypírací kapaliny. Omezení spočívá v tom, jak rychle může být  $\text{SO}_2$  absorbován z plynné fáze, což závisí na styku kapaliny a plynu, který je funkcí celkového přestupu hmoty a tedy i povrchu kapek. Poměr  $L : G$  v těchto systémech se proto musí udržovat na hodnotách 20 – 30.

Zásadní nevýhodou aplikace vápna či vápence pro odsířování spalin je nedostatek alkality v kapalně fázi. Primárním zdrojem alkality je pevná fáze, tj. vápno či vápenec. Rychlost s jakou se pevná fáze rozpouští proto limituje neutralizaci absorbovaného  $\text{SO}_2$  a tím se stává v procesu krokem, který limituje rychlost.

Vápenkový systém se od vápnového liší ještě menší rozpustností vápence. V normálním vápenkovém procesu rychlost rozpouštění vápence v absorbéru a množství vápence v objemové jednotce cirkulující suspenze je důležitým faktorem při konstrukci absorbéru. Poměr  $L : G$  musí být vyšší a je mnohem závislejší na tom, kolik  $\text{SO}_2$  má být ze spalín odstraněno. Není neobvyklé, že vstupující suspenze vstupuje do absorbéru s pH 5,5 a opouští absorbér při pH 3,5. Čím více pH klesá, tím více roste parciální tlak  $\text{SO}_2$  nad suspenzí a tím se omezuje hnací síla absorpce  $\text{SO}_2$  do suspenze. Proto musí být pokles pH potlačen současným účinkem objemu kapaliny a rozpuštěného vápence v absorbéru.

Anorganická aditiva jako ionty sodné či hořečnaté, které vstupují do systému s přídavnou vodou napomáhají při odstraňování  $\text{SO}_2$  ve vápenkovém systému vyšší alkalitou suspenze a tím snižují požadavek na alkalitu pevné fáze.

Organická aditiva pomáhají odstraňování  $\text{SO}_2$  tím, že jsou účinnými tlumiči pH a tím umožňují řadu rovnovážných reakcí mezi jednotlivými ionty.

### **Spotřeba aditiva**

Množství přidaného aditiva závisí na jeho ztrátách v systému. Ztráty aditiva spočívají v chemické degradaci v procesu odsiřování, koprecitaci s odváděným síranem vápenatým, jeho odpařování v procesu vypírání  $\text{SO}_2$  a v úletu z absorbéru za odlučovačem kapek. Tyto ztráty a jejich podíl v daném procesu závisí především na druhu použitého aditiva a na chemismu odsiřovacího systému.

Chemickou degradací aditiva se rozumí změna do neúčinné formy. V případě produkce síranu vápenatého (tj. při oxidačním provozu) je to dekarboxylace oxidací, která je hlavní ztrátou v procesu.

Další významnou položkou ztrát je těkavost aditiva. Taková aditiva jako kyselina mravenčí nebo octová, mají vyšší těkavost než např. DBA.

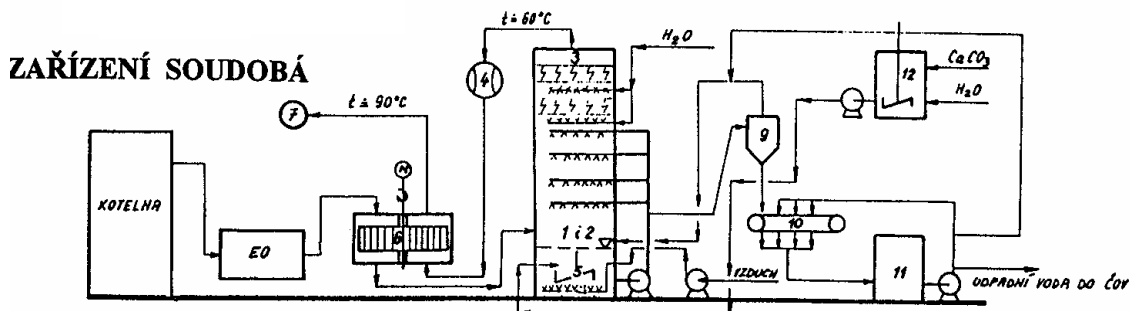
Další ztráty jsou způsobovány odváděním aditiva v produktu odsíření. Ty závisejí na množství vytvořeného produktu a na jeho vlhkosti s níž je odváděn z procesu. Ztráty ve filtračním koláči lze snížit propíráním vodou, která se vrací do systému.

## Negativní účinky aditiv

Aditiva nesmí mít nepříznivé dopady na složky životního prostředí, jimiž jsou ovzduší, voda a odpady (resp. využitelnost produktů). Např. koncentrace kyseliny mravenčí ve spalinách byla naměřena v laboratořích EPRI  $1 \cdot 10^{-6} - 3 \cdot 10^{-6} \%$  obj. Obdobně je tomu i v případě přítomnosti organických látek ve vodě. Dopady na odpadní produkty však nebyly zaznamenány.

### 2.1.1.2 Technologie mokré vápencové metody

Schéma soudobé generace zařízení, používaných zejména v Evropě a Japonsku, je uvedeno na obrázku č. 1. Spaliny z kotleny (resp. jednoho kotle) s teplotou  $150 - 180^\circ\text{C}$  jsou vedeny přes elektrostatický odlučovač prachu EO, v němž se zbaví popílku (požaduje se cca  $100 - 200 \text{ mg} \cdot \text{m}_n^{-3}$ ) a vstupují do výměníku tepla 6. Na obrázku č. 1 je znázorněn výměník regenerativního typu. V něm spaliny předají část tepla teplosměnným plochám, které jsou uloženy na rotoru, přičemž se ochladí o  $30 - 40^\circ\text{C}$ , a vstupují do absorberu, kde jsou skrápěny vápencovou suspenzí. Adiabatickým odpařováním vody ze suspenze se spaliny ochladí na teplotu absorpce, která je optimální při  $55 - 60^\circ\text{C}$ . Odsířené spaliny jsou ventilátorem spalin 4, který musí překonat tlakovou ztrátu odsiřovací jednotky, vedeny přes ohřívací část výměníku tepla 6, v němž se ohřejí teplem přeneseném otáčejícím se rotorem, o cca  $20 - 30^\circ\text{C}$  a vypouštějí se komínem.



Obrázek č. 1 – schéma zařízení pro odsíření spalin [1]

Samotný absorber, je protiproudý; spaliny a suspenze se nastříkují proti sobě. Absorbér tvoří jímka 5 a absorpční část 2, do které se z jímky čerpadly nastříkuje suspenze ve formě kapek a kde probíhá absorpce  $\text{SO}_2$  do suspenze. V jímce absorberu 5, která je promíchávána oběhovými čerpadly na suspenzi, po případě i míchadly a oxidačním vzduchem, probíhá oxidace sulfitového a hydrogen sulfitového iontu na síran vápenatý. Oxidaci podporuje zavádění kompresorového vzduchu a napomáhá ji i kyslík obsažený ve spalinách.

Do jímky **5** se rovněž čerpadlem přivádí čerstvá vodní suspenze jemně rozemletého vápence z nádrže **12**, která nahrazuje odtahovaný síran vápenatý. Spaliny, obsahující únos z absorberu, poté procházejí odlučovači kapek **3**. Odlučovače kapek jsou nárazového typu („chevron type“), a obvykle bývají dva, z nichž první slouží pro hrubé odloučení kapek ze spalin a je kontinuálně ostřikován procesní vodou ze spodu a periodicky se shora, zatím co odlučovač pro jemné odloučení kapek je ostřikován toliko periodicky ze strany vstupu spalin. Ostřík ze strany výstupu spalin je používán jen při odstávkách a údržbě k promytí lamel odlučovače.

Absorbéry se vyrábějí z konstrukční oceli a na vnitřní straně bývají chráněny proti korozi. Odlučovače kapek pak tvoří desky z polyethylenu nebo polypropylenu a jsou umístěny v rámech z legovaných materiálů.

Zreagovaná suspenze se odtahuje do hydrocyklonu **9**, kde se zahustí v poměru 1:1 (cca 50 % vody a 50 % energosádrovce). Zatím co zahuštěná suspenze odchází z hydrocyklonu spodem, horem se do absorberu vrací matečný roztok (procesní voda) obsahující cca 1 – 2 % tuhé fáze. Odloučený energosádrovec se poté vede k odvodnění na pásový nebo bubnový filtr **10**, kde se zbavuje procesní vody a postupně se promývá nejprve procesní a poté čistou vodou k dosažení požadované čistoty. Takto odvodněný  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  obsahuje 12 – 20 % vlhkosti. Alternativně lze odvodnit  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  i v odstředivkách, přičemž obsah vlhkosti v odstředěném produktu bývá 6 – 8 %.

## **2.2 Suchý způsob odsiřování spalin vápencem**

Vedle použití vápencové vodní suspenze pro odsiřování spalin lze vápencem odsiřovat i při vysokých teplotách, při kterých mechanismus reakce spočívá v heterogenní reakci tuhá fáze – plyn. Proces lze aplikovat buď pro odsiřování spalin z klasických práškových kotlů, nebo z fluidních kotlů.



### 2.2.1 Aplikace suché odsiřovací metody u práškových kotlů

Spočívá v nastříkávání jemně rozemletého vápence se vzduchem do spalín v kotli nebo v přidávání mletého vápence do uhlí před mlýny. Celý proces popisují rovnice č. 2 - 3:



Kalcinace vápence probíhá při teplotách nad 900 °C, reakce mezi CaO a SO<sub>2</sub> probíhá významnější rychlostí mezi 600 – 1100 °C. Nad touto teplotou dochází k deaktivaci vzniklého kalcinátu jako důsledek změny porézní struktury. CaSO<sub>3</sub> při teplotách nad 600 °C není termostabilní, disproportionuje v rovnici reakce č. 4:



který se dále oxiduje na CaSO<sub>4</sub>.

Vápenec musí být dostatečně rozemlet, minimálně 90 % částic < 60 μm. Produktem reakce je CaSO<sub>4</sub> vedle značného množství volného CaO z vápence a popílku ze spalování uhlí. Jedná se o heterogenní reakci „tuhá látka – plyn“.

Předností technologie je nízký náklad na strojní zařízení, které se skládá ze sila na vápenec, talířových a šnekových dopravníků a z pneumatického dávkování CaCO<sub>3</sub> do kotle, eventuálně dopravy ze zásobníku na pasy s uhlím. Nevýhodami jsou nízké využití CaO, nutnost rekonstruovat elektrostatický odlučovač (CaO má vysoký měrný odpor a zvyšuje nároky na odlučovací plochu) a zvýšené množství odpadního produktu. Ten lze zužítkovat jen částečně jako chudou maltovinu pro zakládání důlních stěn či dna a stěn skládek odpadů.

### 2.2.2 Aplikace suché odsiřovací metody u fluidních kotlů

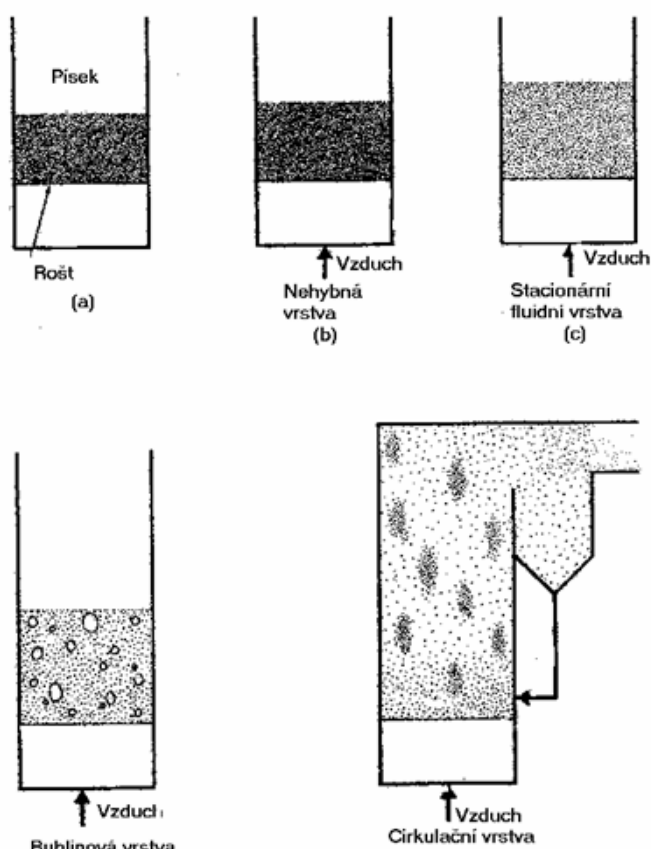
U fluidního spalování paliv je prodlení vápence ve fluidní vrstvě nepoměrně delší a může v průměru dosáhnout i řádově tisíce sekund. Při této době styku a při optimální teplotě sulfatace 800 – 850 °C, kdy kalcinace vápence je následovaná sulfatací, se uplatní i difúze SO<sub>2</sub> přes vrstvu CaSO<sub>4</sub> v pórech kalcinátu. Sulfatace kalcinátu je i podporována charakterem fluidního procesu, kde dochází k otěru vzniklého CaSO<sub>4</sub> na povrchu zrn a tím i k urychlení difúze SO<sub>2</sub> k volnému CaO v částicích.

Princip fluidního spalování je znázorněn na obr. č. 2. Při zavádění vzduchu pod rošt vzduch nejprve prochází vrstvou, která je nehybná a zůstává ležet na roštu. Při dalším zvyšování průtoku vzduchu se vytvoří **stacionární fluidní vrstva**, charakterizovaná vysokou hustotou částic ve vrstvě. Rychlost, při které vrstva se počíná chovat jako fluidum se nazývá minimální fluidizační rychlost. Stacionární vrstvu lze charakterizovat jako kompatibilní vrstvu s vysokou hustotou částic.

Při dalším zvyšování průtoku vzduchu se stacionární vrstva stává méně stejnorodou, tvoří se bubliny plynu, které zvyšují objem vrstvy. Vznikla **bublinová fluidní vrstva**.

Při ještě větší postupové rychlosti vzduchu vrstvou se bubliny dále zvětšují a počínají se shlukovat a unášejí menší částice z lože. Ty se zachytí v primárním odlučovači (např. v cyklónu), tím se i oddělí od spalín a vracejí se zpět do vrstvy hořícího uhlí. Protože palivo cirkuluje tak dlouho, dokud neprohoří a částice se stanou natolik malými, že se v primárním odlučovači neodloučí. Tato technika se nazývá **cirkulační fluidní vrstvou**.

Úlet nejmenších částic z primárního odlučovače se poté odloučí v sekundárních odlučovačích, jimiž jsou buď tkaninové nebo elektrické odlučovače.



Obrázek č. 2 – typy fluidních vrstev [1]

### **2.2.3 Porovnání fluidního spalování s jinými technologiemi**

#### **Práškové kotle**

Uhlí se rozele v mlýnech na velikost částic cca 70 % < 74  $\mu\text{m}$  a se vzduchem je dopravováno do hořáků. Prostor v okolí hořáku mívá teploty v rozmezí 1 400 – 1 900 °C. Doba prodlení částic hořícího paliva je blízká době setrvání spalin v ohništi a činí několik málo sekund.

#### **Roštové kotle**

Typická velikost částic v roštovém kotli je cca 25 – 32 mm. Převážná část paliva se spaluje v nehybné vrstvě na pohybujícím se roštu, přičemž spalovací vzduch a tvořící se spaliny procházejí touto vrstvou paliva. Teplota paliva ve vrstvě dosahuje až 1 600 °C. Doba prodlení paliva v roštovém kotli je dána rychlostí posuvu roštu. Rošty těchto kotlů bývají konstruovány buď s hladkým roštem, nebo roštem s pohazovačem. Pohazovač hladkou vrstvu uhlí na roštu přemísťuje, čímž urychluje jeho spalování.

#### **Fluidní kotle**

Zrnění spalovaného uhlí bývá v rozmezí 3 – 10 mm a je tedy mezi práškovými a roštovými kotli. Spalování probíhá při teplotách 780 – 850 °C. Doba prodlení paliva ve vrstvě se počítá na tisíce sekund.

V první z variant jsou spaliny vystupující z kotle nejprve odprášeny v elektrostatickém odlučovači a poté vstupují do sušárny, kde se uvádějí do styku s vápennou suspenzí. Odpařením vody ze suspenze vzniká pevný produkt, který se odvádí dílem ze spodku sušárny, dílem odchází do tkaninového nebo elektrostatického odlučovače. Vápenná suspenze se připraví vyhašením vápna vodou v nádrži na přípravu suspenze, kam se i recirkuluje část produktu. Spaliny se po případném ohřátí vypouštějí komínem.

V druhé variantě procesu jsou spaliny včetně neodloučeného popílku vedeny do sušárny, kam se přidává opět vápenná suspenze. Část produktu se opět recirkuluje.

Poslední z variant představuje hybrid suché vápencové aditivní technologie a polo-suché vápencové metody. Vápenec se nastříkuje do kotle na práškové palivo, v němž kalcinuje a částečně zachycuje  $\text{SO}_2$ , načež poté spaliny se v aktivačním reaktoru ochlazují nástřikem vody k dosažení optimální teploty odsíření. Produkt odsíření se odloučí v tkaninovém nebo elektrostatickém odlučovači a spaliny se odvádějí po případném přehřátí do komína.

### 2.3 Polosuchý způsob odsiřování

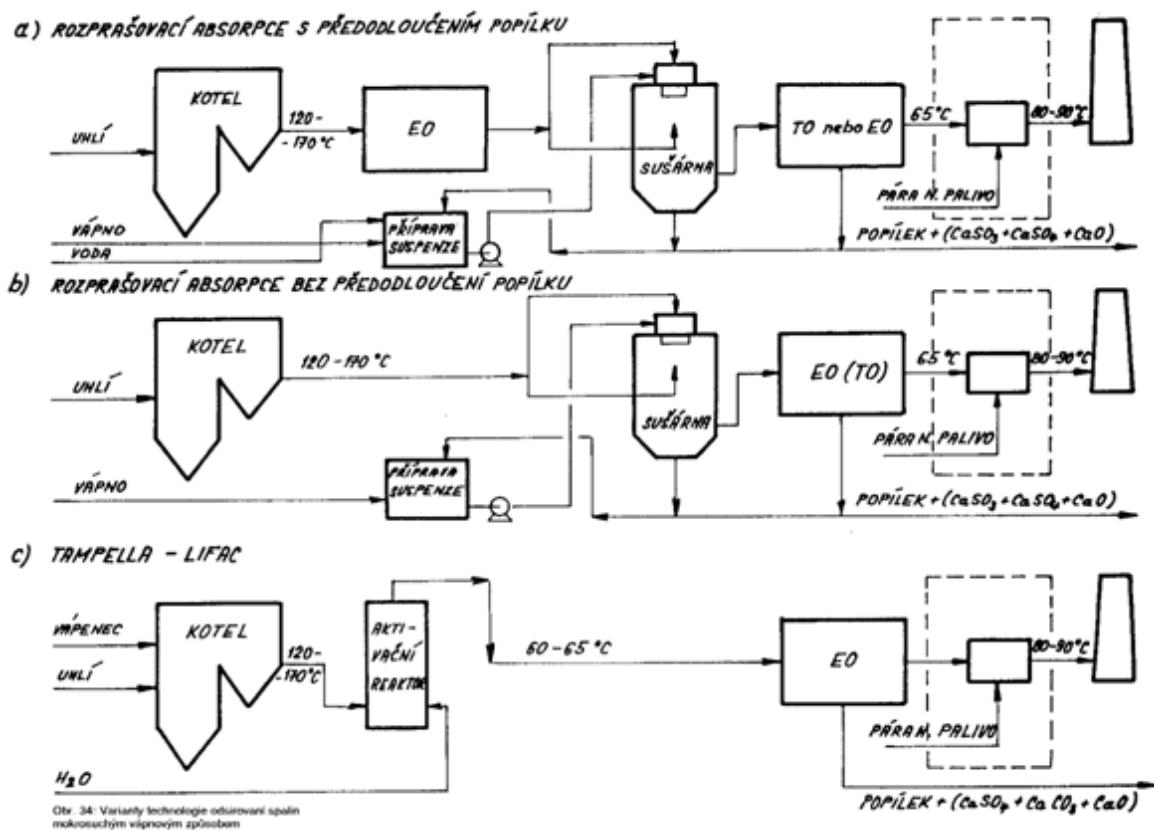
Spočívá ve vstřikování vodní suspenze vápna do reaktoru, jímž je rozprašovací sušárna. Zde nastává adiabatické odpaření vody ze suspenze a ochlazení spalín na optimální teplotu reakce:



Vedle siřičitanu vápenatého se tvoří oxidací i malé množství síranu:



Proces lze realizovat ve třech alternativách, které jsou uvedeny na obrázku č. 3.

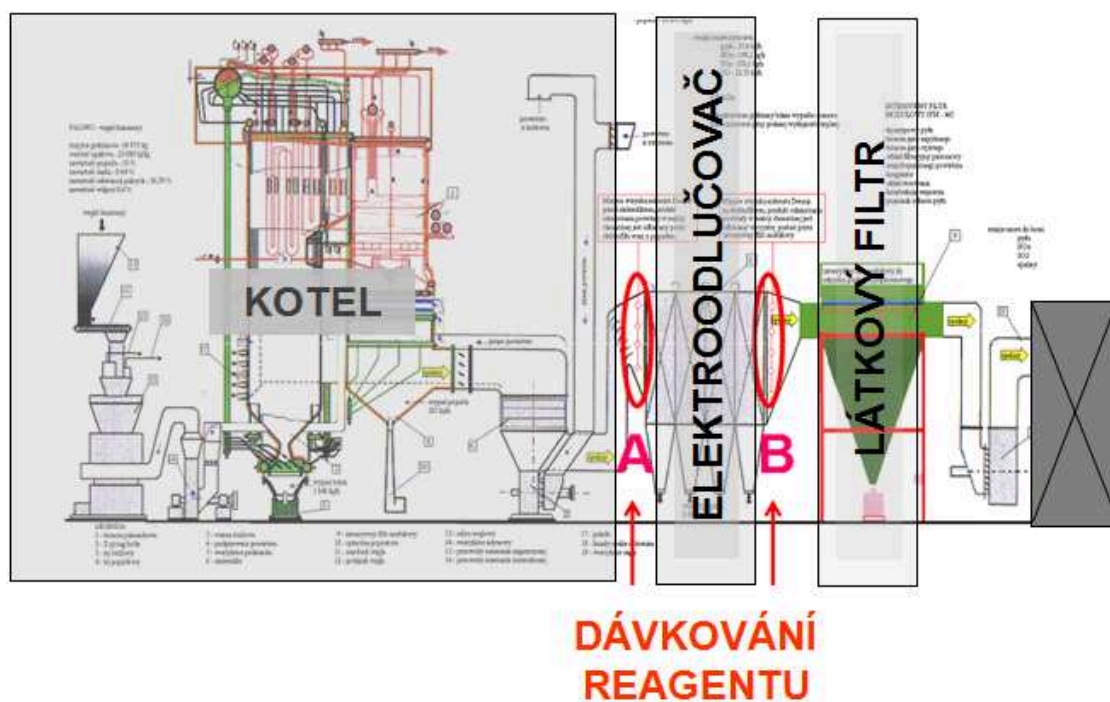


Obrázek č.3 – schémata polosuché metody odsíření spalín [1]

Pro tento proces odsiřování spalin je důležité dosáhnout takové teploty spalin, která se co nejvíce přibližuje k rosnému bodu vody ve spalinách. Vedle samotného dávkování vápenné suspenze je možné k dosažení potřebné teploty odpařovat v reaktoru i samostatně přiváděnou vodu.

### 3. Popis čpavkové odsiřovací metody (DEEMIS)

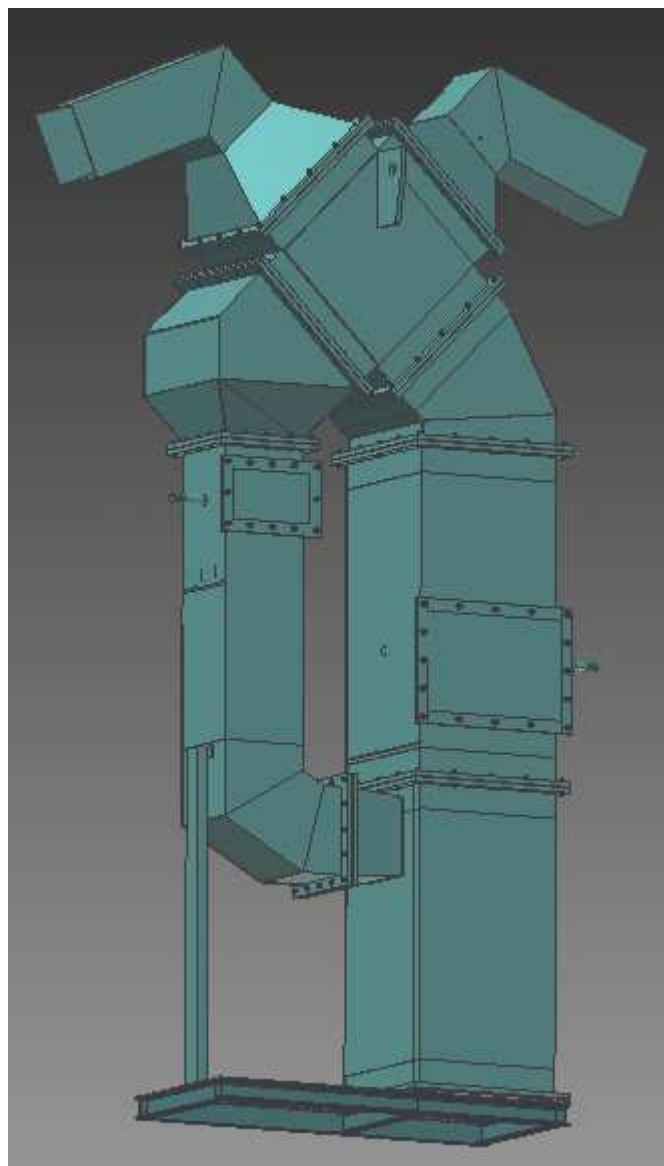
Metoda DEEMIS je polosuchý způsob odstraňování  $\text{SO}_2$  formou nástřiku vodního roztoku amoniaku do proudu spalín, v koncentraci cca 24%, s obsahem katalytických promotorů ve formě stabilizovaného peroxidu vodíku a sloučenin dvojmocného železa Fe (II), které mají zásadní vliv na reakční rychlost oxidace S (IV) na S (VI). Vstřikování reagentu je prováděno tryskami do proudu spalín, a nebo do kanálu spalín. Dávkování reagentu je znázorněno na obrázku č. 1. Umístění roviny vstřiku pak může být před filtrem TZL, kdy produkty odsíření jsou v popílku, nebo za filtrem TZL, s následnou filtrací spalín před vstupem do komína, s využitím relativně čistého produktu odsíření.



Obrázek č. 4 – dávkování reagentu [2]

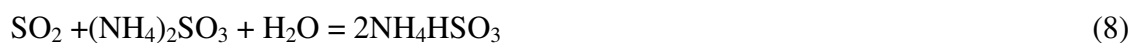
Je nutno dodržet určitý minimální obsah vlhkosti ve spalinách, v případě nevyhovujícího obsahu vodních par je voda do spalin dávkována. Rovněž musíme zabezpečit zbytkovou koncentraci  $\text{SO}_2$ , z důvodu zamezení čpavkového skluzu. Výrobce uvádí 10 až 20% původní koncentrace  $\text{SO}_x$ . Dále není doporučováno podkročení výstupní hodnoty koncentrace  $\text{SO}_2$  pod  $200\text{mg.m}_\text{N}^{-3}$ .

- při popisu čpavkové metody jsem vycházel z [2]



**Obrázek č. 5 – 3D model absorbéru (mokrý vypírky spalin)**

### 3.1 Reakční schéma odsiřovací metody DEEMIS



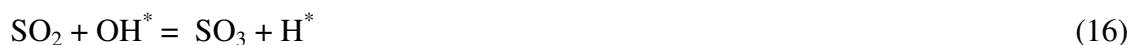
Ve vlhkém prostředí a s obsahem kyslíku:



Reakce Fentnova

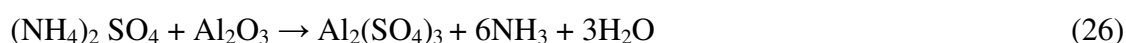
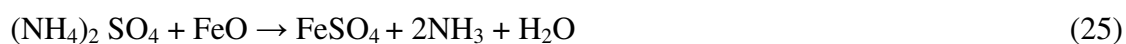
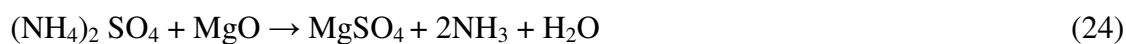
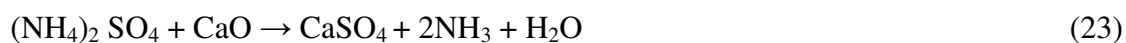
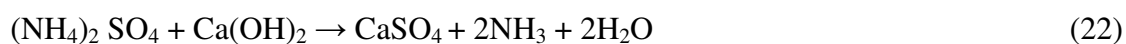


Dále je iontama  $\text{Fe}^{3+}$  katalyzována reakce





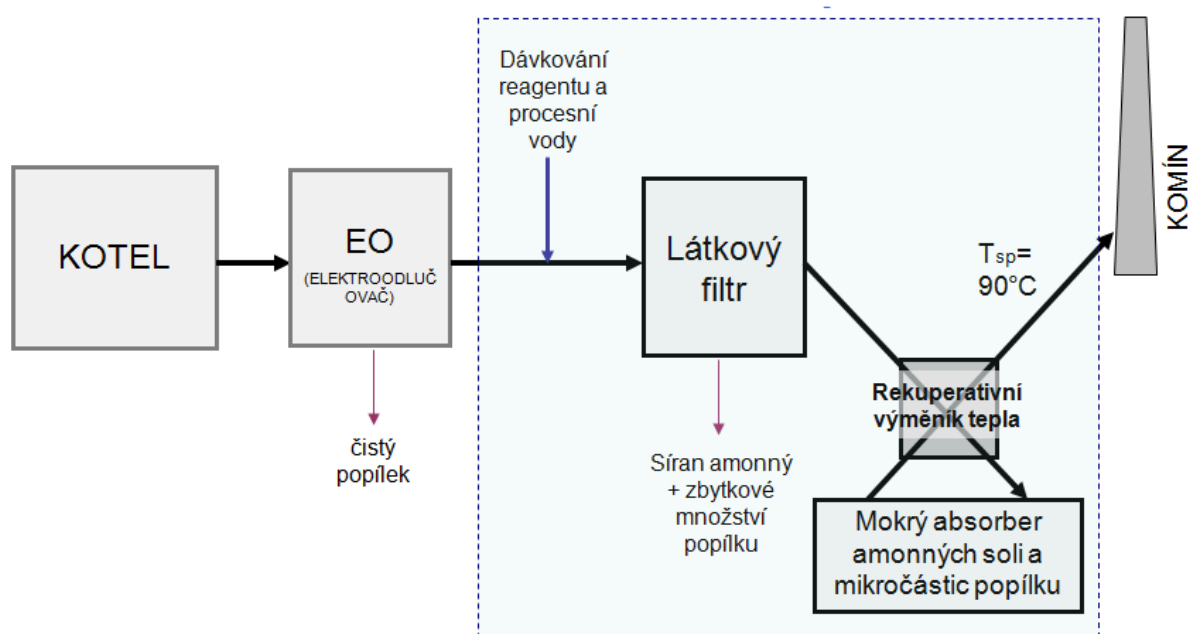
Ve spalínách za přítomnosti popílků probíhají reakce:



### 3.2 Zabránění čpavkového skluzu

- při aplikaci  $\text{NH}_3$  do proudu spalin se zvyšuje jeho koncentrace na výstupu z komína
- emisní limit pro  $\text{NH}_3$  je  $50 \text{ mg/m}^3_{\text{N}}$

Mokrý vypírka nám umožní dodržení emisního limitu – schéma aplikace absorbéru je znázorněno na obrázku č. 6 a samostatné zařízení ve 3D modelu na obrázku č. 9.



Obrázek č. 6 – schéma metody DEEMIS [2]

## 4. Povož pilotní jednotky pro odsíření spalin

### 4.1 Popis kotle

Kotel je dvoutahový s přirozenou cirkulací. Funkci výparníku přebírají membránové stěny spalovací komory. Celé zařízení je zavěšeno na nosném stropním roštu a dilatuje směrem dolů. Kotel obsahuje čtyřstupňový přehřívák páry, přičemž regulace teploty páry je vstřiková (napájecí voda) ve dvou stupních. V rozích ohniště se nalézají 4 ks skupinových hořáků. V každém ze čtyř hořáků jsou umístěny 3 hořáky práškové a 1 na koksárenský plyn. Dohromady celé ohniště obsahuje 12 hořáků. Sekundární vzduch je dopravován dvěma axiálními vzduchovými ventilátory a následně je ohříván v trubkovém ohříváku vzduchu. Primární prášková směs se dopravuje za pomoci dvou radiálních, primárních ventilátorů.

Uhelný prášek je připravován v trubnatém mlýnu, následně je tříděn v třídiči s možností regulace jemnosti mletí. Pomocí dvou cyklónů se uhlý prášek odloučí. Do práškových hořáků je prášek podáván dvanácti komůrkovými podavači do práškových hořáků. Brýdy jsou odsávány a výtlakem vháněny do brýdových hořáků kotle.

Spaliny jsou čištěny ve dvou elektroodlučovačích a odsávány dvěma spalinovými ventilátory. Dvěma spalinovody jsou spaliny vedeny do komor elektrostatických filtrů. Elektroodlučovač se skládá z odlučovacích sekcí, které jsou tvořeny komorami odlučovače a dalším příslušenstvím (oklepávací zařízení usazovacích elektrod, výsypky, apod.)

### 4.2 Základní parametry kotle

Kotel K10

Typ	strmotrubný kotel s granulační komorou
Jmenovitý výkon kotle	200 t/h
Ekonomický výkon	170 t/h
Minimální výkon se stabilizací	120 t/h
Tlak přehřáté páry	9,6 MPa
Teplota přehřáté páry	520 °C
Teplota napájecí vody	150 °C
Účinnost kotle	90 %
Odprášení / trvalá provozní odlučivost filtrů	elektrostatické filtry / 99,9 %
Jmenovitý tepelný výkon	154 MW

### 4.3 Palivo pro odsiřovací zkoušky

Základním palivem je černouhelný prach, který je doplněn o koksárenský plyn.

#### 4.3.1 Základní údaje primárního paliva

Základní palivo	černouhelný prach
Výhřevnost	19 – 25 MJ/kg
Vlhkost	5 – 10 %
Obsah popele	15 – 30 %
Obsah síry	0,4 – 1,0 %
Max. spotřeba tuh. paliva při jmenovitém výkonu	30 t /h
Max. hmotnost surového paliva v zásob. uhlí	2 x 350 t
Max hmotnost namletého paliva zás. uh. prášku	165 t
Objem zásobníku uh. prášku	230 m <sup>3</sup>

#### 4.3.2 Doplnující palivo

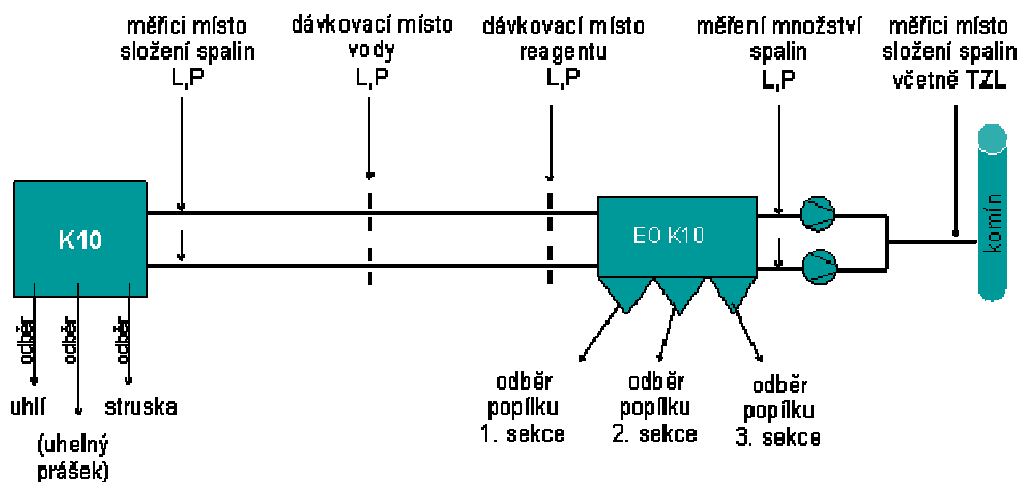
<b>Koksárenský plyn</b> - výhřevnost	16,7 MJ/m <sup>3</sup>
Max. spotřeba KP plynu	7 300 m <sup>3</sup> /h
Min. spotřeba KP plynu	0 m <sup>3</sup> /h (F páry > 120 t/h)
Optimální spotřeba KP plynu pro stabilizaci	2000 – 3000 m <sup>3</sup> /h

### 4.4 Účel zkoušek

1. Stanovit účinnosti procesu odsíření.
2. Určit měrné spotřeby reagentu.
3. Ověřit vliv odsiřovací metody na vedlejší produkty, složení vedlejších produktů, tedy popílků.
4. Stanovení vlivu odsiřovací metody na emise plyných a tuhých znečišťujících látek.
5. Ověření vlivu odsiřovací metody na zařízení provozovatele během odsiřovací zkoušky.

#### 4.5 Rozsah měření při odsiřovacích zkouškách

- Kontinuální měření základních složek plyných emisí
  - o V kouřovodu před místem aplikace metody odsiřování, kontinuální nezávislé měření ( $\text{CO}$ ,  $\text{NO}_x$ ,  $\text{SO}_2$  a  $\text{O}_2$ ) v pravém i levém kouřovodu
  - o V kouřovodu za elektroodlučovačem, za dávkovacím místem, kontinuální nezávislé měření zhotovitelem zkoušek ( $\text{SO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{NO}_x$ , a kyslíku)
- Kontinuální a jednorázové měření čpavkového skluzu ( $\text{NH}_3$ ) za elektrofiltrem
- Odběr a analýza kondenzátu vlhkosti obsažené ve spalínách
- Rozbory materiálu pro odsíření v dodaném stavu, kontrolní odběr dodavatele metody
- Rozbory surového paliva, příp. uhlého prášku a vedlejších produktů po spalování
- Sledování základních parametrů kotle a EO
- Schéma měření je uvedeno na obrázku č. 7



Obrázek č. 7 – schéma měření, kotel K10 [2]

## 4.6 Primární palivo

- černouhelný prach daného složení

$A^r$	.....	17,37%
$W^r$	.....	6,9%
$C^r$	.....	61,85%
$H_2^r$	.....	4,62%
$S^r$	.....	0,52%
$O^2$	.....	7,93%
$N^2$	.....	0,81%
Výhřevnost		21,459 MJ/kg

### 4.6.1 Stechiometrické výpočty spalování primárního paliva

#### Množství kyslíku

$$V_{O_2} = \frac{22,39}{12,011} \cdot C^r + \frac{22,39}{32,066} \cdot S^r + \frac{22,3 + 39}{4,032} \cdot H_2^r - \frac{22,39}{32} \quad (27)$$

$$V_{O_2} = \frac{22,39}{12,011} \cdot 0,6185 + \frac{22,39}{32,066} \cdot 0,0052 + \frac{22,39}{4,032} \cdot 0,0462 - \frac{22,39}{32} \cdot 0,0793$$

$$V_{O_2} = 1,358 m_N^3 / kg$$

#### Vzduch teoretický, suchý

$$V_{vz,t}^s = \frac{V_{O_2}}{0,2095} = \frac{1,358}{0,2095} = 6,48 m_N^3 / kg \quad (28)$$

#### Vzduch skutečný, suchý

$$V_{vz,sk}^s = V_{vz,t}^s \cdot n = 6,48 \cdot 1,3 = 8,425 m_N^3 / kg \quad (29)$$

Kde:

$n$  - je součinitelem přestupu vzduchu  $n=1,3$

### Součinitel vlhkosti

$$\nu = 1 + \varphi \frac{p_p''}{p_c - \varphi \cdot p_p''} = 1 + 60 \cdot \frac{0,002337}{0,1 - 60 \cdot 0,002337} = 1,014 \quad (30)$$

### Skutečné množství vlhkého, spalovacího vzduchu

$$V_{vz,sk}^v = V_{vz,sk}^s \cdot \nu = 8,425 \cdot 1,014 = 8,543 m_N^3 / kg \quad (31)$$

### Množství teoretických spalín, suchých

$$V_{sp,t}^s = \frac{22,39}{12,011} \cdot C^r + \frac{22,39}{32,066} \cdot S^r + \frac{22,39}{28,016} \cdot N_2^r + 0,79 \cdot V_{vz,t}^s \quad (32)$$

$$V_{sp,t}^s = \frac{22,4}{12} \cdot 0,6185 + \frac{22,39}{32,066} \cdot 0,0052 + \frac{22,39}{28,016} \cdot 0,0081 + 0,79 \cdot 6,48 = 6,279 m_N^3 / kg$$

### Množství spalín skutečných, suchých

$$V_{sp,sk}^s = V_{sp,t}^s + (n - 1) \cdot V_{vz,t}^s = 6,279 + (1,3 - 1) \cdot 6,48 = 8,226 m_N^3 / kg \quad (33)$$

### Množství spalín skutečných, vlhkých

$$V_{sp,sk}^v = V_{sp,sk}^s + V_{H_2O} = 8,226 + 0,691 = 8,945 \quad (34)$$

### Množství vody obsažené ve spalínách

$$V_{H_2O} = \frac{22,39}{2,016} \cdot H_2^r + \frac{22,39}{18} \cdot W^r + (\nu - 1) \cdot V_{vz,t}^s \quad (35)$$

$$V_{H_2O} = \frac{22,39}{2,016} \cdot 0,0462 + \frac{22,39}{18} \cdot 0,0690 + (1,014 - 1) \cdot 6,48 = 0,691 m_N^3 / kg$$

### Složení vlhkých spalín

$$CO_2 = \frac{V_{CO_2}}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{\frac{22,39}{12,011} \cdot C^r}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{\frac{22,39}{12,011} \cdot 0,6185}{8,945} \cdot 100 = 12,89\% \quad (36)$$

$$H_2O = \frac{V_{H_2O}}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{0,691}{8,945} \cdot 100 = 7,725\% \quad (37)$$

$$SO_2 = \frac{V_{SO_2}}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{\frac{22,39}{32,066} \cdot S^r}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{\frac{22,39}{32,066} \cdot 0,0052}{8,945} \cdot 100 = 0,041\% \quad (39)$$

$$O_2 = \frac{V_{O_2}}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{0,21 \cdot (n-1) \cdot V_{vz,t}^s}{8,945} \cdot 100 = \frac{0,21 \cdot (1,3-1) \cdot 6,48}{8,945} \cdot 100 = 4,564\% \quad (40)$$

$$N_2 = \frac{V_{N_2}}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{\frac{22,39}{28,016} \cdot N_2^r + 0,79 \cdot V_{vz,sk}^s}{8,945} \cdot 100 = \frac{\frac{22,39}{28,016} \cdot 0,0081 + 0,79 \cdot 8,425}{8,945} \cdot 100 \quad (41)$$

$$N_2 = 74,48\%$$

### Složení suchých spalín

$$CO_2 = \frac{V_{CO_2}}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{\frac{22,39}{12,011} \cdot C^r}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{\frac{22,39}{12,011} \cdot 0,6185}{8,226} \cdot 100 = 14,02\% \quad (42)$$

$$SO_2 = \frac{V_{SO_2}}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{\frac{22,39}{32,066} \cdot S^r}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{\frac{22,39}{32,066} \cdot 0,0052}{8,226} \cdot 100 = 0,044\% \quad (43)$$

$$O_2 = \frac{V_{O_2}}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{0,21 \cdot (n-1) \cdot V_{vz,t}^s}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{0,21 \cdot (1,3-1) \cdot 6,48}{8,226} \cdot 100 = 4,96\% \quad (44)$$

$$N_2 = \frac{V_{N_2}}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{\frac{22,39}{28,016} \cdot N_2^r + 0,79 \cdot V_{vz,sk}^s}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{\frac{22,39}{28,016} \cdot 0,0081 + 0,79 \cdot 8,425}{8,226} \cdot 100 \quad (45)$$

$$N_2 = 80,98\%$$

## 4.7 Sekundární palivo

- koksárenský plyn daného složení a vlastností

CO	.....	5,96%
CO <sub>2</sub>	.....	2%
N <sub>2</sub>	.....	10%
H <sub>2</sub>	.....	52,16%
CH <sub>4</sub>	.....	26,29%
O <sub>2</sub>	.....	0,31%
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	.....	1%
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	.....	2,32%
Výhřevnost		16,7 MJ/m <sup>3</sup>
Přebytek vzduchu		n = 1,3
Teplota vzduchu		t = 20°C
Parciální tlak páry při teplotě vzduchu		p' = 2,337 kPa
Vlhkost vzduchu		φ = 60 %

### 4.7.1 Stechiometrické výpočty spalování sekundárního paliva

#### Množství kyslíku

$$V_{O_2} = \left[ \left( x + \frac{y}{4} \right) \cdot C_x H_y \right] + 3,8 \cdot C_m H_n + 0,5 \cdot CO + 0,5 \cdot H_2 + 1,5 \cdot H_2S - O_2 \quad (46)$$

$$V_{O_2} = 2 \cdot CH_4 + 3 \cdot C_2H_4 + 3,5 \cdot C_2H_6 + 0,5 \cdot CO + 0,5 \cdot H_2 - O_2$$

$$V_{O_2} = 2 \cdot 0,2629 + 3 \cdot 0,0232 + 3,5 \cdot 0,01 + 0,5 \cdot 0,0596 + 0,5 \cdot 0,5216 - 0,0031$$

$$V_{O_2} = 0,918 m_N^3 / m_N^3$$

#### Množství vzduchu teoretického, suchého

$$V_{vz,t}^s = \frac{V_{O_2}}{0,21} = \frac{0,918}{0,21} = 4,371 m_N^3 / m_N^3$$

#### Množství vzduchu skutečného, suchého

$$V_{vz,sk}^s = V_{vz,t}^s \cdot n = 4,371 \cdot 1,3 = 5,683 m_N^3 / m_N^3$$



### Množství vzduchu skutečného, vlhkého

$$V_{vz,sk}^v = V_{vz,sk}^s \cdot \nu = 5,683 \cdot 1,014 = \underline{5,762 m_N^3 / m_N^3}$$

$$\nu = 1 + \varphi \frac{p_p''}{p_c - \varphi \cdot p_p''} = 1 + 60 \cdot \frac{0,002337}{0,1 - 60 \cdot 0,002337} = \underline{1,014}$$

### Objemové složení spalin

$$V_{CO_2} = CO + CO_2 + \sum (x \cdot C_x H_y) + 2,6 \cdot C_m H_n \quad (47)$$

$$V_{CO_2} = CO + CO_2 + CH_4 + 2 \cdot C_2H_4 + 2 \cdot C_2H_6$$

$$V_{CO_2} = 0,0596 + 0,02 + 0,2629 + 2 \cdot 0,0232 + 2 \cdot 0,01 = \underline{0,409 m_N^3 / m_N^3}$$

$$V_{H_2O} = H_2 + \sum \left( \frac{y}{2} \cdot C_x H_y \right) + 2,4 \cdot C_m H_n + H_2S + (v-1) \cdot V_{vz,sk}^s \quad (48)$$

$$V_{H_2O} = H_2 + 2 \cdot CH_4 + 2 \cdot C_2H_4 + 3 \cdot C_2H_6 + (1,014-1) \cdot V_{vz,sk}^s$$

$$V_{H_2O} = 0,5216 + 2 \cdot 0,2629 + 2 \cdot 0,0232 + 3 \cdot 0,01 + (1,014-1) \cdot 5,683 = 1,203 m_N^3 / m_N^3$$

$$V_{O_2} = 0,21 \cdot (n-1) \cdot V_{vz,t}^s = 0,21 \cdot (1,3-1) \cdot 4,371 = 0,275 m_N^3 / m_N^3 \quad (49)$$

$$V_{N_2} = 0,79 \cdot V_{vz,t}^s + N_2 = 0,79 \cdot 4,371 + 0,01 = 3,463 m_N^3 / m_N^3 \quad (50)$$

### Množství spalin teoretických, suchých

$$V_{sp,t}^s = V_{CO_2} + V_{N_2} = 0,409 + 3,463 = 3,872 m_N^3 / m_N^3 \quad (51)$$

### Množství spalin skutečných, suchých

$$V_{sp,sk}^s = V_{sp,t}^s + (n-1) \cdot V_{vz,t}^s = 3,872 + (1,3-1) \cdot 4,371 = 5,183 m_N^3 / m_N^3 \quad (52)$$

### Množství spalin skutečných, vlhkých

$$V_{sp,sk}^v = V_{sp,sk}^s + V_{H_2O} = 5,183 + 1,203 = 6,386 m_N^3 / m_N^3 \quad (53)$$

### Složení vlhkých spalín

$$CO_2 = \frac{V_{CO_2}}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{0,409}{6,386} \cdot 100 = 6,4\% \quad (54)$$

$$H_2O = \frac{V_{H_2O}}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{1,203}{6,386} \cdot 100 = 18,83\% \quad (55)$$

$$O_2 = \frac{V_{O_2}}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{0,275}{6,386} \cdot 100 = 4,1\% \quad (56)$$

$$N_2 = \frac{0,79 \cdot V_{vz,sk}^s + N_2}{V_{sp,sk}^v} \cdot 100 = \frac{0,79 \cdot 5,683 + 0,01}{6,386} \cdot 100 = \underline{70,45\%} \quad (57)$$

### Složení suchých spalín

$$CO_2 = \frac{V_{CO_2}}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{0,409}{5,183} \cdot 100 = 7,89\% \quad (58)$$

$$O_2 = \frac{V_{O_2}}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{0,257}{5,183} \cdot 100 = 4,96\% \quad (59)$$

$$N_2 = \frac{0,79 \cdot V_{vz,sk}^s + N_2}{V_{sp,sk}^s} \cdot 100 = \frac{0,79 \cdot 5,683 + 0,01}{5,183} \cdot 100 = \underline{86,81\%} \quad (60)$$

## 4.8 Směs primárního a sekundárního paliva

- dávkování černouhelného prášku  $\dot{m}_{uh} = 6,94 \text{ kg/s}$
- dávkování koksárenského plynu  $\dot{m}_{kp} = 2,027 \text{ m}^3/\text{s}$

### 4.8.1 Stechiometrické výpočty spalování směsi primárního a sekundárního paliva

#### Celkové množství spalovacího vzduchu, teoretického

$$V_{vz,t}^{s,s} = (V_{vz,t}^{s,uh} \cdot \dot{m}_{uh} + V_{vz,t}^{s,kp} \cdot \dot{m}_{kp}) = (6,48 \cdot 6,94 + 4,377 \cdot 2,027) = 53,84 \text{ m}_N^3 / \text{s} \quad (61)$$

#### Celkové množství skutečného spalovacího vzduchu, suchého

$$V_{vz,s}^{s,s} = V_{vz,t}^{s,s} \cdot n = 53,84 \cdot 1,3 = 69,99 \text{ m}_N^3 / \text{s} \quad (62)$$

### Celkové množství skutečného spalovacího vzduchu, vlhkého

$$V_{vz,s}^{v,s} = V_{vz,s}^{s,s} \cdot \nu = 69,99 \cdot 1,14 = 70,98 \text{ m}_N^3 / \text{s} \quad (63)$$

### Celkové množství spalín skutečných, suchých

$$V_{sp,sk}^{s,s} = V_{sp,s}^{s,kp} \cdot \dot{m}_{kp} + V_{sp,s}^{s,uh} \cdot \dot{m}_{uh} = 5,183 \cdot 2,027 + 8,226 \cdot 6,94 = 67,59 \text{ m}_N^3 / \text{s} \quad (64)$$

### Celkové množství spalín skutečných, vlhkých

$$V_{sp,sk}^{v,s} = V_{sp,s}^{v,kp} \cdot \dot{m}_{kp} + V_{sp,s}^{v,uh} \cdot \dot{m}_{uh} = 6,386 \cdot 2,027 + 8,945 \cdot 6,94 = 75,023 \text{ m}_N^3 / \text{s} \quad (65)$$

### Celkové složení vlhkých spalín

$$CO_2 = \frac{V_{CO_2}^{kp} \cdot \dot{m}_{kp} + V_{CO_2}^{uh} \cdot \dot{m}_{uh}}{V_{sp,sk}^{v,s}} \cdot 100 = \frac{0,409 \cdot 2,027 + \frac{22,39}{12,011} \cdot 0,6185 \cdot 6,94}{75,023} \cdot 100 = 11,77\% \quad (66)$$

$$H_2O = \frac{V_{H_2O}^{kp} \cdot \dot{m}_{kp} + V_{H_2O}^{uh} \cdot \dot{m}_{uh}}{V_{sp,sk}^{v,s}} \cdot 100 = \frac{1,203 \cdot 2,027 + 0,691 \cdot 6,94}{75,023} \cdot 100 = 9,64\% \quad (67)$$

$$O_2 = \frac{V_{O_2}^{zp} \cdot \dot{m}_{kp} + V_{O_2}^{uh} \cdot \dot{m}_{uh}}{V_{sp,sk}^{v,s}} \cdot 100 = \frac{0,275 \cdot 2,027 + (0,21 \cdot (1,3 - 1) \cdot 6,48) \cdot 6,94}{75,023} \cdot 100 = 4,52\% \quad (68)$$

$$N_2 = \frac{V_{N_2}^{kp} \cdot \dot{m}_{kp} + V_{N_2}^{uh} \cdot \dot{m}_{uh}}{V_{sp,sk}^{v,s}} \cdot 100 = \frac{3,463 \cdot 2,027 + \left( \frac{22,39}{28,016} \cdot 0,0081 + 0,79 \cdot 8,425 \right) \cdot 6,94}{75,023} \cdot 100 \quad (69)$$

$$N_2 = 70,98\%$$

$$SO_2 = \frac{V_{SO_2}^{uh} \cdot \dot{m}_{uh}}{V_{sp,sk}^{v,s}} \cdot 100 = \frac{\frac{22,39}{32,066} \cdot 0,0052 \cdot 6,94}{75,023} \cdot 100 = 0,034\% \quad (70)$$

## Celkové složení suchých spalín

$$CO_2 = \frac{V_{CO_2}^{kp} \cdot \dot{m}_{kp} + V_{CO_2}^{uh} \cdot \dot{m}_{uh}}{V_{sp,sk}^{s,s}} \cdot 100 = \frac{0,409 \cdot 2,027 + \frac{22,39}{12,011} \cdot 0,6185 \cdot 6,94}{67,59} \cdot 100 = 13,06\% \quad (71)$$

$$O_2 = \frac{V_{O_2}^{kp} \cdot \dot{m}_{kp} + V_{O_2}^{uh} \cdot \dot{m}_{uh}}{V_{sp,sk}^{s,s}} \cdot 100 = \frac{0,275 \cdot 2,027 + (0,21 \cdot (1,3 - 1) \cdot 6,48) \cdot 6,94}{67,59} \cdot 100 = 5,02\% \quad (72)$$

$$N_2 = \frac{V_{N_2}^{kp} \cdot \dot{m}_{kp} + V_{N_2}^{uh} \cdot \dot{m}_{uh}}{V_{sp,sk}^{s,s}} \cdot 100 = \frac{3,463 \cdot 2,027 + \left( \frac{22,39}{28,016} \cdot 0,0081 + 0,79 \cdot 8,425 \right) \cdot 6,94}{67,59} \cdot 100 \quad (76)$$

$$N_2 = 81,92\%$$

$$SO_2 = \frac{V_{SO_2}^{uh} \cdot \dot{m}_{uh}}{V_{sp,sk}^{s,s}} \cdot 100 = \frac{\frac{22,39}{32,066} \cdot 0,0052 \cdot 6,94}{67,59} \cdot 100 = 0,037\% \quad (74)$$

## Výhřevnost směsi primárního a sekundárního paliva

$$Q_i^c = \frac{Q_i^{uh} \cdot \dot{m}_{uh} + Q_i^{kp} \cdot \dot{m}_{kp}}{\dot{m}_{kp} + \dot{m}_{uh}} = \frac{21,459 \cdot 6,94 + 16,71 \cdot 2,027}{6,94 + 2,027} = 20,39 MJ / kg \quad (75)$$

## 5. Bilanční výpočty

- při bilančních výpočtech jsem čerpal ze zdroje [3]

### 5.1 Průtok spalín kouřovodem kotle K10

#### Průtok vlhkých spalín při 5,02% O<sub>2</sub>

$$V_{sp,sk,5,02\%}^{v,s} = 75,023 \, m_N^3 / s$$

#### Průtok vlhkých spalín při přepočtu na 6% O<sub>2</sub>

$$V_{sp,sk,6\%}^{v,s} = V_{sp,sk,5,02\%}^{v,s} \cdot \frac{21 - O_2}{21 - O_{2ref}} = 75,023 \cdot \frac{21 - 5,02}{21 - 6} = 79,92 \, m_N^3 / s \quad (76)$$

### Průtok vlhkých spalín za skutečných podmínek

- tlak zde zanedbáváme a přepočet provádíme pouze dle teploty spalín

$$V_{sp,sk,6\%}^{v,s,akt} = V_{sp,sk,6\%}^{v,s} \cdot \frac{273,15 + t_{sp}}{273,15} = 79,92 \cdot \frac{273,15 + 145}{273,15} = 122,35 \text{ m}_N^3 / s \quad (77)$$

### Průtok suchých spalín při 5,02% O<sub>2</sub>

$$V_{sp,sk,5,02\%}^{s,s} = 67,59 \text{ m}_N^3 / s$$

### Průtok suchých spalín při 6% O<sub>2</sub>

$$V_{sp,sk,6\%}^{s,s} = V_{sp,sk,5,02\%}^{s,s} \cdot \frac{21 - O_2}{21 - O_{2ref}} = 67,59 \cdot \frac{21 - 5,02}{21 - 6} = 72,01 \text{ m}_N^3 / s \quad (78)$$

## 5.2 Průtok spalín při odběru pro odsiřovací zkoušky

- pro odsiřovací zkoušky odebíráme 5000 m<sup>3</sup>/h spalín
- spaliny jsou odebírány přímo z kouřovodu za filtrem TZL

### Průtok vlhkých spalín při 5,02% O<sub>2</sub>

$$V_{sp,5,02\%}^v = 1,389 \text{ m}_N^3 / s$$

### Průtok vlhkých spalín při 6% O<sub>2</sub>

$$V_{sp,6\%}^v = V_{sp,5,02\%}^v \cdot \frac{21 - O_2}{21 - O_{2ref}} = 1,389 \cdot \frac{21 - 5,02}{21 - 6} = 1,48 \text{ m}_N^3 / s \quad (79)$$

## 5.3 Koncentrace SO<sub>2</sub> ve spalínách

### Hustota SO<sub>2</sub>

$$\rho_{SO_2} = \frac{64}{22,4} = 2,857 \text{ kg} / \text{m}^3$$

### Objem SO<sub>2</sub> ve spalínách

$$V_{SO_2} = \left( \frac{64}{32} \right) \cdot \left( \frac{S^r}{100} \right) = \left( \frac{64}{32} \right) \cdot \left( \frac{0,52}{100} \right) = 0,0104 \text{ m}^3 / \text{kg} \quad (80)$$

## Koncentrace SO<sub>2</sub> ve spalínách

$$C_{SO_2,m} = \frac{V_{SO_2} \cdot \rho_{SO_2} \cdot \dot{m}_{uh}}{V_{sp,sk,6\%}^{s,s}} \cdot \beta \cdot 10^6 = \frac{0,0104 \cdot 2,857 \cdot 6,94}{72,01} \cdot 0,7739 \cdot 10^6 = 2216,13 \text{ mg / m}_N^3 \quad (81)$$

kde  $\beta$  vyjadřuje poměr dávkování černouhelného prachu

$$C_{SO_2} = \frac{V_{SO_2} \cdot 100}{V_{sp,s}^{v,uh}} = \frac{0,0104 \cdot 100}{8,945} = 0,116\% \quad (82)$$

$$C_{SO_2} = C_{SO_2} \cdot 10000 = 0,116 \cdot 10000 = 1160 \text{ ppm} \quad (83)$$

## 5.4 Průtok síry do odsiřovacího procesu

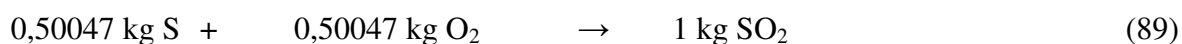
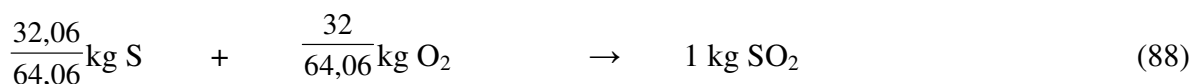
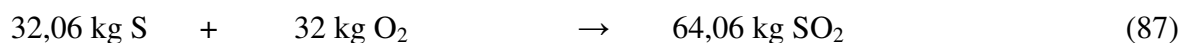
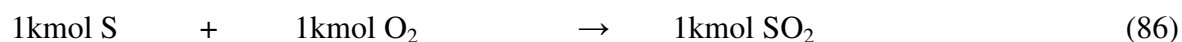
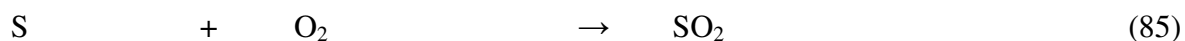
### - Vstup

Vstupní koncentrace SO<sub>2</sub> ve vlhkých spalínách při 6% O<sub>2</sub>

### Průtok SO<sub>2</sub> do odsiřovacího procesu

$$m_{6\%,SO_2}^{vst} = V_{sp,6\%}^v \cdot C_{SO_2,m} = 1,48 \cdot 2216,13 \cdot 10^{-6} = 0,00328 \text{ kg / s} \quad (84)$$

### Průtok S do odsiřovacího procesu



$$m_{6\%,S}^{vst} = m_{6\%,SO_2}^{vst} \cdot 0,50047 = 0,00328 \cdot 0,50047 = 0,00164 \text{ kg / s} \quad (90)$$

## - Výstup

### Maximální možná výstupní koncentrace SO<sub>2</sub>

$$C_{SO_2}^{vyst} = 200 \text{ mg} / m_N^3$$

### Průtok SO<sub>2</sub> na výstupu z odsiřovacího procesu

$$m_{6\%, SO_2}^{vyst} = V_{sp, 6\%}^v \cdot C_{SO_2}^{vyst} = 1,48 \cdot 200 \cdot 10^{-6} = 0,000296 \text{ kg} / s \quad (91)$$

### Průtok S na výstupu z odsiřovacího procesu

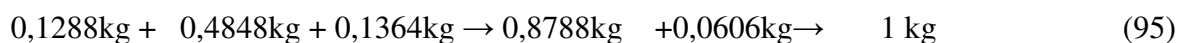
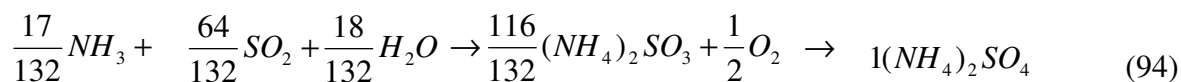
$$m_{6\%, S}^{vyst} = m_{6\%, SO_2}^{vyst} \cdot 0,50047 = 0,000296 \cdot 0,50047 = 0,00148 \text{ kg} / s \quad (92)$$

### Účinnost odsiřovacího procesu

$$\eta = \frac{m_{6\%, SO_2}^{vst} - m_{6\%, SO_2}^{vyst}}{m_{6\%, SO_2}^{vst}} = \frac{0,00328 - 0,000296}{0,00328} = 90,12\% \quad (93)$$

## 5.5 Dávkování sorbentu

Sorbentem myslíme 24% roztok NH<sub>3</sub>. Roztok se aplikuje do proudu spalin v příslušném teplotním okně (cca. 550 °C), za elektroodlučovač a před látkový filtr. Jeho dávkování se řídí stechiometrickou rovnicí č. 95.



### Účinnost odsiřovacího procesu

$$\eta = \eta(NH_3 / S) \quad (96)$$

- účinnost odsiřovacího procesu se určuje dle předchozího vzorce, kde  $\eta$  je účinnost odsíření a  $NH_3/S$  je stechiometrický poměr sorbentu ku síře obsažené ve spalinách

### Stechiometrický poměr $(NH_4)SO_3 / NH_3$

$$\frac{M_{(NH_4)SO_3}}{M_{NH_3}} = \frac{132}{17} = 7,765 \Rightarrow M_{(NH_4)SO_3} = 7,765 \cdot M_{NH_3} \quad (97)$$

### Tok $NH_3$ do odsiřovacího procesu

$$\frac{NH_3}{S} = 0,5 \Rightarrow NH_3 = 0,5 \cdot S \quad (98)$$

$$m_{NH_3} = 0,5 \cdot m_S = 0,5 \cdot 0,00148 = 7,4 \cdot 10^{-4} \text{ kg / s}$$

### Tok sorbentu s čistotou 95%

$$m_{sorb} = 7,765 \cdot m_{NH_3} \cdot \frac{1}{0,95} \quad (99)$$

$$m_{sorb} = 7,765 \cdot 7,4 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{1}{0,95}$$

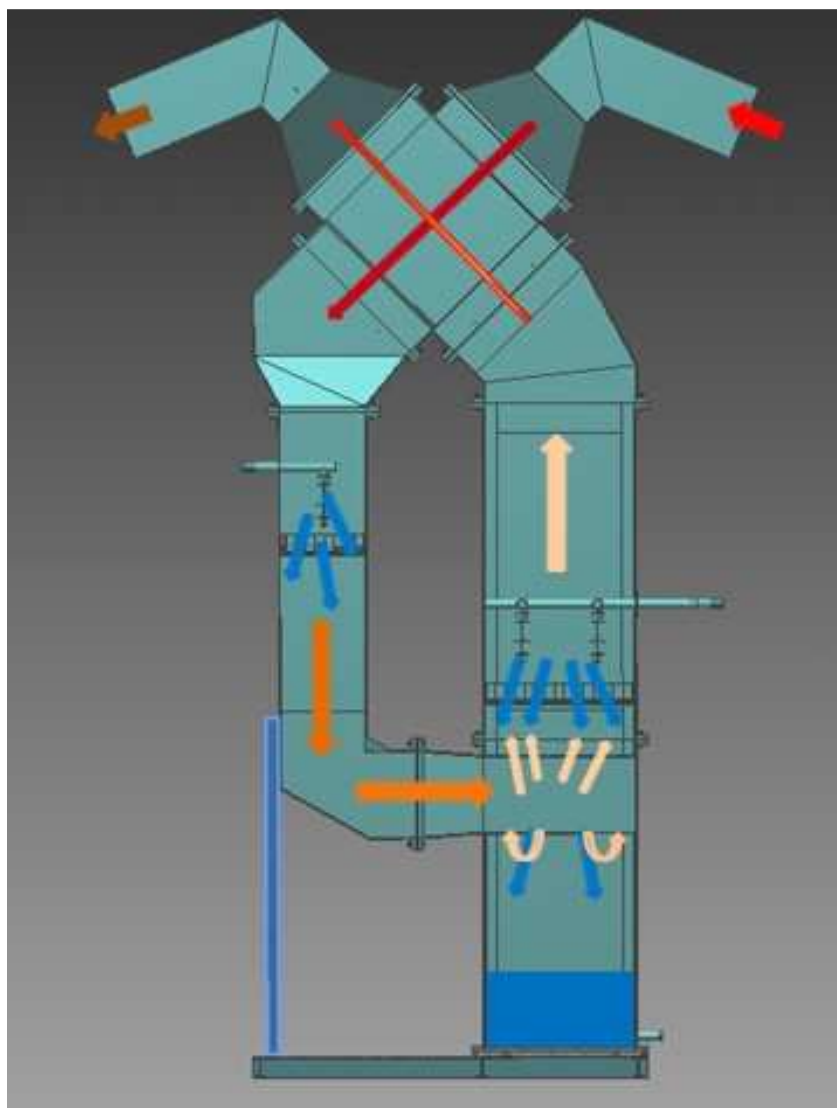
$$m_{sorb} = 6,05 \cdot 10^{-3} \text{ kg / s}$$



## 6. Konstrukční návrh absorberu

### 6.1 Popis funkce zařízení

Z kouřovodu kotle K10, který funguje za normálního provozu, se odebírají spaliny o objemovém toku  $5000 \text{ m}^3/\text{h}$ , při koncentraci kyslíku 5,02%. Spaliny nejprve prochází filtrem tuhých znečišťujících látek (TZL) a posléze je vstřikován reagent spolu s vodou, která ovlivňuje potřebnou vlhkost. Po proběhnutí odsiřovací reakce je nutno zbavit spaliny amoniaku, abychom předešli čpavkovému skluzu, přičemž emisní hodnota  $\text{NH}_3$  je  $50 \text{ mg}/\text{m}^3_{\text{N}}$ . K tomu nám slouží absorber s výměníkem tepla.

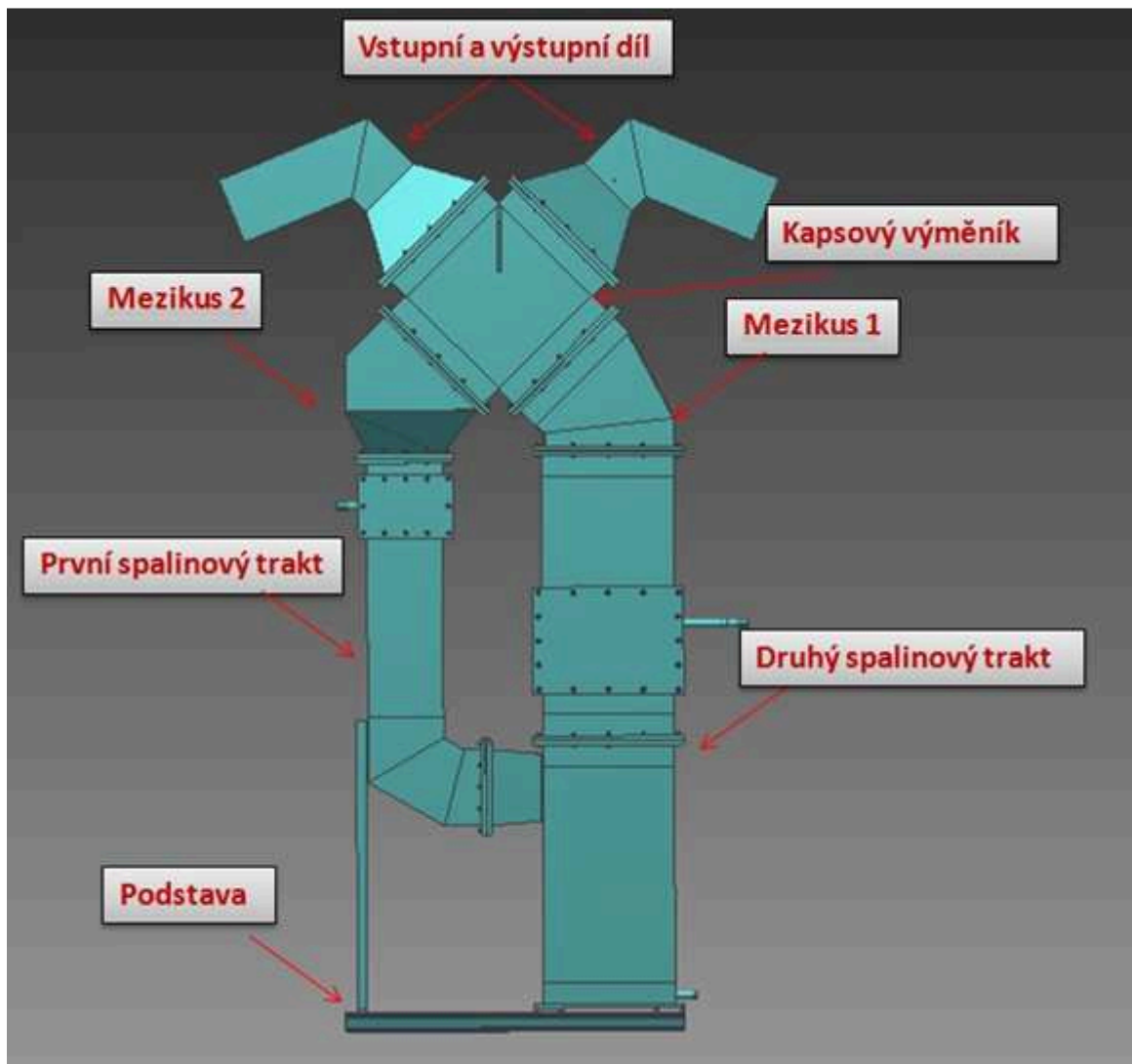


Obrázek č.8 – Tok spalin v absorberu

Spaliny vstoupí vstupním dílem do kapsového výměníku tepla, kde se ochladí. Následně procházejí zúženým dílem absorbéru, kde se vyskytuje vodní sprcha (souproudý, směšovací výměník tepla), která je opět ochladí a navíc již absorbuje  $\text{NH}_3$ . Spaliny zde proudí rychlostí přibližně 10m/s. Následně vstupují do druhého traktu absorbéru, kde se rychlost spalin zpomalí, opět je zde k nalezení vodní, sprchový systém (protiproudý, směšovací výměník tepla), který spaliny ochlazuje a absorbuje  $\text{NH}_3$  v nich obsažené. Pod první i druhou sprchou je umístěn separátor kapek, který zaručuje, že se přebytečná vlhkost nebude přenášet dále. V kapsovém výměníku tepla jsou následně spaliny ohřívány na teplotu, vyšší, než je rosný bod. Posléze jsou výstupním dílem odváděny do komína. Na dně druhého traktu se shromažďuje voda, která je mírně obohacená o amoniak. Pomocí oběhového čerpadla kapalinu necháme cirkulovat ve sprchovém systému zařízení.

- výkres sestavy absorbéru je obsažen v příloze A

## 6.2 Rozměrové výpočty

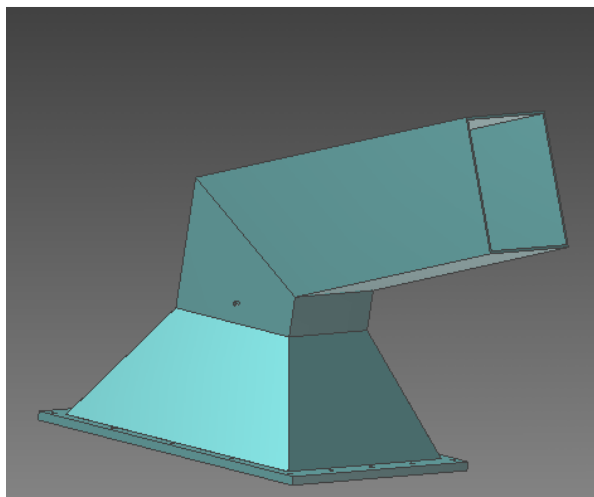


Obrázek č.9 – rozdělení absorbéru pro výpočty

- navrhování jednotlivých částí absorbéru se řídilo především rychlostí, teplotou a průtokovým množstvím spalin

### 6.2.1 Vstupní a výstupní díl zařízení

- pro dimenzování vstupního a výstupního dílu budeme vycházet z objemového průtoku, teploty a rychlosti spalin na vstupu do absorbéru, jelikož tyto hodnoty jsou vyšší, než na výstupu



Obrázek č. 10 – vstupní a výstupní díl

$t_{vs} = 145^{\circ}\text{C}$  ..... teplota spalin na vstupu

$v_{vs} = 16 \text{ m/s}$  ..... vstupní rychlost spalin

$Q = 5000 \text{ m}^3/\text{h} = 1,389 \text{ m}^3/\text{s}$

**Aktuální tok spalin při  $145^{\circ}\text{C}$  a obsahu kyslíku 5,02 %**

$$Q_{vst} = Q \cdot \frac{273,15 + t_{vs}}{273,15} = 1,389 \cdot \frac{273,15 + 145}{273,15} = 2,126 \text{ m}^3 / \text{s} \quad (100)$$

**Výpočet průřezu vstupního a výstupního dílu absorbéru**

$$Q = v \cdot S \rightarrow S = \frac{Q_{vs}}{v} = \frac{2,126}{16} = 0,1329 \text{ m}^2 \quad (101)$$

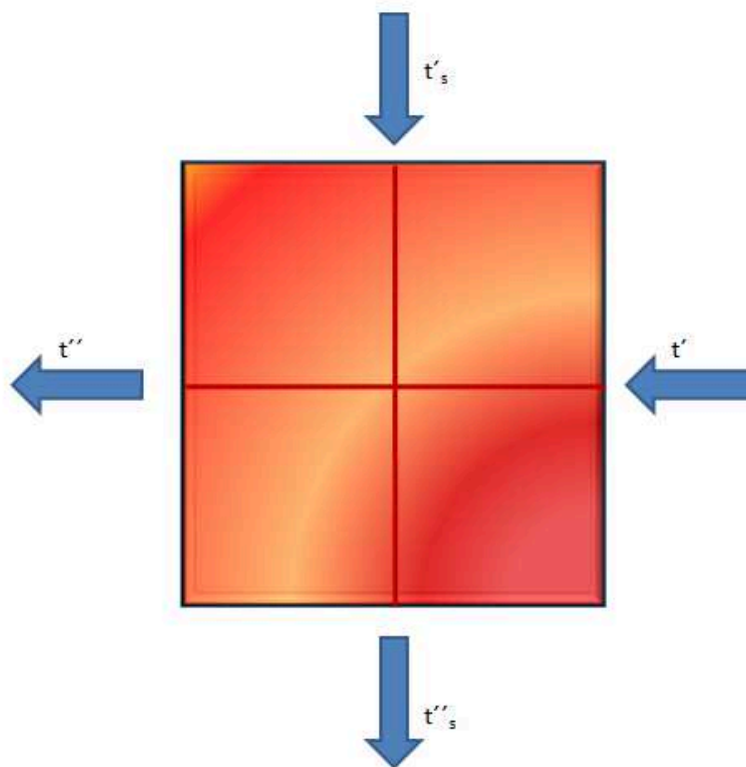
**Volím čtvercový průřez vstupního dílu**

$$S = a \cdot a \rightarrow a = \sqrt{S} = \sqrt{0,1329} = 0,364 \text{ m} = 364 \text{ mm} \quad (102)$$

- volím vstupní průřez čtvercový o straně 300 mm a tloušťce plechu 6mm
- vstupní a výstupní díl je na výkresu v příloze B

### 6.2.2 Výpočet kapesového výměníku tepla

- pro výpočet výměníku jsem vycházel ze zdroje č. [4]
- jedná se o křížový, kapesový výměník tepla, jehož princip je zobrazen na obrázku č. 11



Obrázek č. 11 – proudění v křížovém výměníku tepla

kde:

$t' = 145^{\circ}\text{C}$	- vstupní teplota spalin do výměníku
$t'' = 105^{\circ}\text{C}$	- výstupní teplota spalin do absorbérů
$t'_s = 60^{\circ}\text{C}$	- vstupní teplota spalin z absorbérů do výměníku
$t''_s = 110^{\circ}\text{C}$	- výstupní teplota spalin z absorbérů

### Výpočet součinitele $\psi$

- pomocí součinitele  $\psi$  se koriguje teplotní spád křížového, protiproudého výměníku
- součinitel přímo závisí na velikosti parametrů R a F

$$R = \frac{\tau_v}{\tau_m} = \frac{50}{40} = 1,25 \quad (103)$$

$$F = \frac{\tau_m}{t_s' - t' } = \frac{40}{145 - 60} = 0,471 \quad (104)$$

Kde:

$\tau_v$  je větší rozdíl tepla mezi vstupem a výstupem každého média

$$\circ \quad \tau_v = t_s'' - t_s' = 110 - 60 = 50^\circ\text{C} \quad (105)$$

$\tau_m$  je menší rozdíl tepla mezi vstupem a výstupem každého média

$$\circ \quad \tau_m = t_s' - t' = 145 - 105 = 40^\circ\text{C} \quad (106)$$

- na základě parametrů R a F jsem ve zdroji [4] dohledal korekční součinitel  $\psi$

$$\psi = 0,885$$

#### 6.2.2.1 Výpočet měrné tepelné kapacity spalín

- hodnoty Cp pro dané plyny jsem zjistil ve zdroji [5] a jsou uvedeny v tabulce č. 3
- hodnotu Cp zjišťuji pro vstupní teplotu spalín  $145^\circ\text{C}$

	teplota [ $^\circ\text{C}$ ]	$\text{CO}_2$	$\text{H}_2\text{O}$	$\text{O}_2$	$\text{N}_2$	$\text{SO}_2$
Cp[kj/kg·K]	100	1,794	1,519	1,333	1,303	1,892
Cp[kj/kg·K]	200	1,949	1,56	1,375	1,315	2,031

Tabulka č. 3 – Cp jednotlivých složek spalín

### Výpočet Cp pro jednotlivé plyny obsažené ve spalínách

$$Cp_{CO_2} = 1,794 + \frac{1,949 - 1,794}{100} \cdot 40 = 1,856 \text{ kJ / kg} \cdot K \quad (107)$$

$$Cp_{H_2O} = 1,519 + \frac{1,560 - 1,519}{100} \cdot 40 = 1,535 \text{ kJ / kg} \cdot K \quad (108)$$

$$Cp_{O_2} = 1,333 + \frac{1,375 - 1,333}{100} \cdot 40 = 1,379 \text{ kJ / kg} \cdot K \quad (109)$$

$$Cp_{N_2} = 1,303 + \frac{1,315 - 1,303}{100} \cdot 40 = 1,303 \text{ kJ / kg} \cdot K \quad (110)$$

$$Cp_{SO_2} = 1,892 + \frac{2,031 - 1,892}{100} \cdot 40 = 1,948 \text{ kJ / kg} \cdot K \quad (111)$$

### Výpočet celkového Cp vlhkých spalín, vstupujících do výměníku tepla

$$Cp_{sp} = Cp_{CO_2} \cdot V_{H_2O} + Cp_{H_2O} \cdot V_{H_2O} + Cp_{O_2} \cdot V_{O_2} + Cp_{N_2} \cdot V_{N_2} + Cp_{SO_2} \cdot V_{SO_2} \quad (112)$$

$$Cp_{sp} = 1,856 \cdot 0,1177 + 1,535 \cdot 0,0964 + 1,379 \cdot 0,0452 + 1,303 \cdot 0,7098 + 1,948 \cdot 0,00034 = 1,354 \text{ kJ / kg} \cdot K$$

#### 6.2.2.2 Tepelná bilance výměníku

$$Q = \dot{m}_{sp} \cdot Cp_{sp} \cdot (t' - t'') = 1,389 \cdot 1,354 \cdot (145 - 105) = 75,23 \text{ kW} \quad (113)$$

#### 6.2.2.3 Výpočet teplosměnné plochy výměníku

##### Střední, logaritmický teplotní rozdíl pro křížový výměník

$$\Delta t_{stř} = \frac{\Delta t_v - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_v}{\Delta t_m}} \cdot \Psi = \frac{45 - 35}{\ln \frac{45}{35}} \cdot 0,885 = 3,84^\circ C \quad (114)$$

##### Výpočet plochy

$$Q = k \cdot S \cdot \Delta t_{stř} \rightarrow S = \frac{Q}{k \cdot \Delta t_{stř}} = \frac{75230}{43,6 \cdot 3,84} = 449,33 \text{ m}^2 \quad (115)$$

kde

$$k = 43,6 \text{ W / m}^2 \cdot K \quad \text{je součinitel prostupu tepla}$$

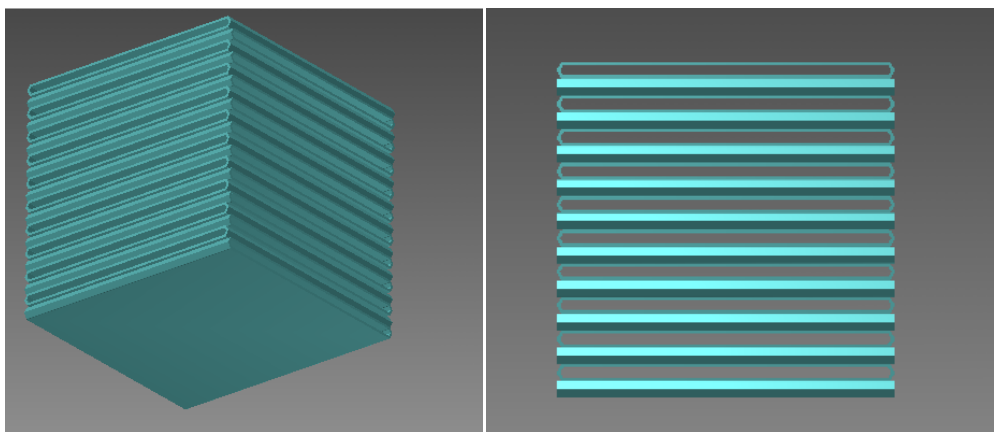
#### 6.2.2.4 Výpočet rozměrů výměníku

- rozměr vnitřní části výměníku jsem si určil jako krychli o stranách 0,8 m, kterou budu vyplňovat plechovými kapsami o tloušťce plechu 1,5 mm
- při výpočtu výměníku jsem vycházel ze zdroje [6]
- 

#### Množství výstavbových kapes ve výměníku

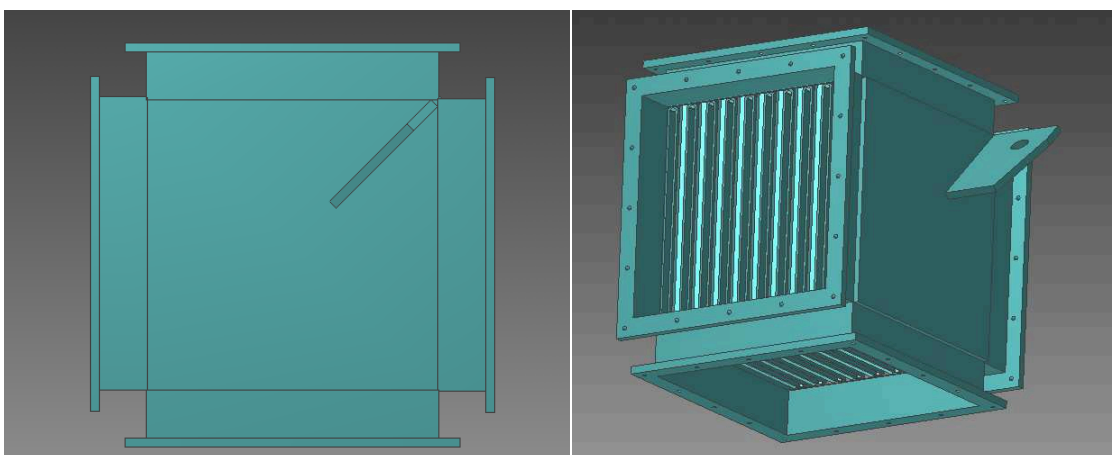
$$n = \frac{\sqrt{449,33}}{0,8} = 26,49 \quad (116)$$

- volím 15 kapes vestavby o stranách 0,8m
- vestavba výměníku je zobrazena na obrázku č. 12



Obrázek č. 12 – kapsová vestavba výměníku

- Kapsový výměník tepla je vyobrazen na obrázku č. 13



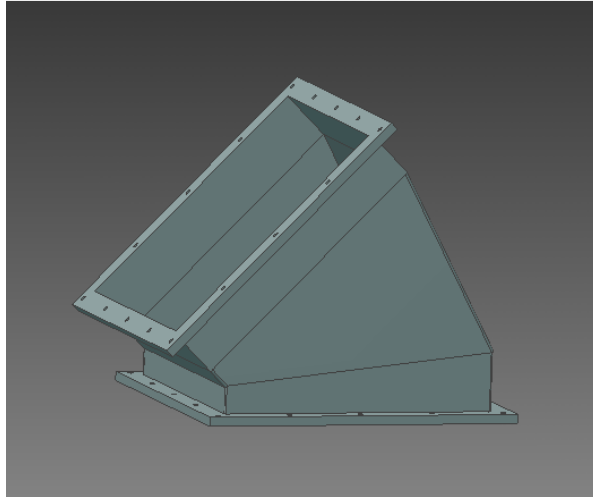
Obrázek č. 13 – kapsový

- výkres výměníku tepla je obsažen v příloze C



### 6.2.3 Mezikus 1

- mezikus 1 je díl mezi výměníkem tepla a druhým traktem spalín
- průřez zde zůstává stejný jako ve druhém traktu, či v přívodním dílu výměníku tepla

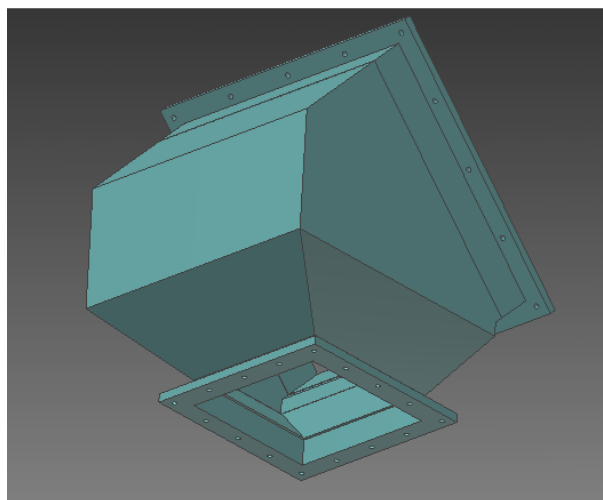


Obrázek č.14 – mezikus 1

- výkres mezikusu 1 je obsažen v příloze D

### 6.2.4 Mezikus 2

- mezikus 2 je díl mezi výměníkem tepla a prvním traktem spalín
- spaliny zde mění směr, rychlost i průřez
- výkres tohoto dílu je obsažen v příloze J



Obrázek č.15 - mezikus 2

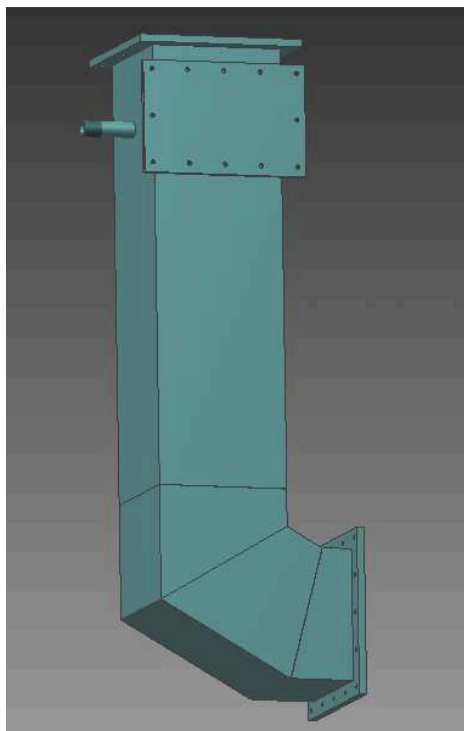
### 6.2.5 První spalinový trakt absorbérů

- zde přichází spaliny ochlazené z kapsového výměníku tepla
- spaliny zde mají nižší teplotu i rychlost, vlivem sprchy se navíc dále ochlazují

$t_{tr1} = 105^{\circ}\text{C}$  ..... teplota spalin v prvním traktu

$v_{tr1} = 10 \text{ m/s}$  ..... rychlost spalin v prvním traktu

$Q = 5000 \text{ m}^3/\text{h} = 1,389 \text{ m}^3/\text{s}$



Obrázek č.16 – První spalinový trakt

**Aktuální tok spalin při  $105^{\circ}\text{C}$  a obsahu kyslíku 5,02 %**

$$Q_{vst} = Q \cdot \frac{273,15 + t_{tr1}}{273,15} = 1,389 \cdot \frac{273,15 + 105}{273,15} = 1,914 \text{ m}^3 / \text{s} \quad (117)$$

**Výpočet průřezu prvního traktu absorbérů**

$$Q = v \cdot S \rightarrow S = \frac{Q_{vst}}{v} = \frac{1,914}{10} = 0,1914 \text{ m}^2$$

**Volím čtvercový průřez prvního traktu absorbérů**

$$S = a \cdot a \rightarrow a = \sqrt{S} = \sqrt{0,1914} = 0,437 \text{ m} = 437 \text{ mm}$$

- volím čtvercový průřez se stranou 500mm a tloušťkou plechu 6mm
- první spalinový trakt je na výkresu v příloze K

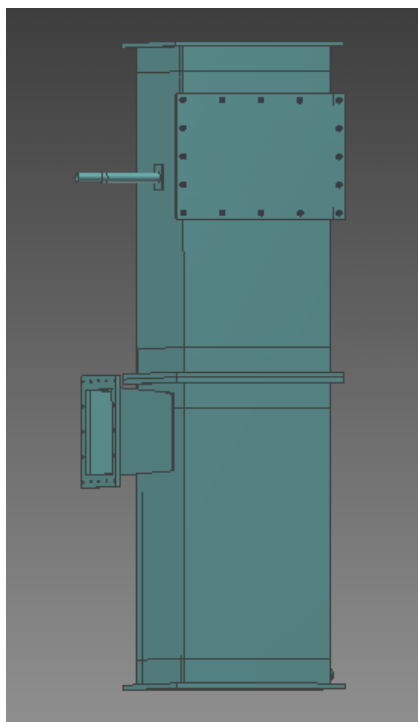
### 6.2.6 Druhý spalínový trakt

- spaliny se zde chladí až na 60°C, navíc dále klesá rychlost

$t_{tr1} = 80^{\circ}\text{C}$  ..... teplota spalin na vstupu druhého traktu

$v_{tr1} = 5 \text{ m/s}$  ..... rychlost spalin ve druhém traktu

$$Q = 5000 \text{ m}^3/\text{h} = 1,389 \text{ m}^3/\text{s}$$



Obrázek č. 17 – druhý spalínový trakt

**Aktuální tok spalin při 80°C a obsahu kyslíku 5,02%**

$$Q_{vst} = Q \cdot \frac{273,15 + t_{tr1}}{273,15} = 1,389 \cdot \frac{273,15 + 80}{273,15} = 1,795 \text{ m}^3 / \text{s} \quad (118)$$

**Výpočet průřezu druhého traktu absorbéru**

$$Q = v \cdot S \rightarrow S = \frac{Q_{vst}}{v} = \frac{1,795}{5} = 0,359 \text{ m}^2 \quad (119)$$

**Volím čtvercový průřez druhého traktu absorbéru**

$$S = a \cdot a \rightarrow a = \sqrt{S} = \sqrt{0,359} = 0,599 \text{ m} = 599 \text{ mm} \quad (120)$$

- volím čtvercový průřez o straně 800mm a o tloušťce plechu 6mm
- druhý trakt se nachází na výkresech v příloze E a H

## 7. Výpočet tlakových ztrát

- jedná se o zjednodušený výpočet tlakových ztrát v zařízení mokré vypírky spalin

t[°C]	$\nu \cdot 10^{-6} [\text{m}^2/\text{s}]$
0	11,9
100	20,8
200	31,6
300	43,9
400	57,8

Tabulka č. 4 – kinematická viskozita spalin[6]

### Výpočet hustoty spalin

Složka	Hodnota	Jednotka
CO <sub>2</sub>	1,977	kg/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>
N <sub>2</sub>	1,25	kg/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>
H <sub>2</sub> O	0,806	kg/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>
O <sub>2</sub>	1,429	kg/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>
SO <sub>2</sub>	2,926	kg/m <sup>3</sup> <sub>N</sub>

Tabulka č. 5 – hustoty jednotlivých složek spalin

$$\begin{aligned} \rho_{SP} &= \rho_{CO_2} \cdot \omega_{CO_2} + \rho_{N_2} \cdot \omega_{N_2} + \rho_{H_2O} \cdot \omega_{H_2O} + \rho_{O_2} \cdot \omega_{O_2} + \rho_{SO_2} \cdot \omega_{SO_2} \\ \rho_{SP} &= 1,977 \cdot 0,1177 + 1,25 \cdot 0,7098 + 0,806 \cdot 0,0964 + 1,429 \cdot 0,0452 + 2,926 \cdot 0,00034 \\ \rho_{SP} &= 1,263 \text{ kg} / \text{m}_N^3 \end{aligned} \quad (121)$$

Postup výpočtu a hodnoty ztrátových součinitelů jsem čerpal ze zdrojů [6],[7]

### 7.1 Vstupní část

Ekvivalentní průměr potrubí

$$d_{tr1,el} = 0,5 \text{ m}$$

Viskozita spalin při 105°C

$$\nu_{105^\circ\text{C}} = 20,8 \cdot 10^{-6} + (31,6 - 20,8) \cdot 0,05 = 21,34 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2 / \text{s} \quad (122)$$

Reynoldsovo číslo

$$\text{Re}_{tr1} = \frac{v_{tr1} \cdot d_{tr1,el}}{\nu_{105^\circ\text{C}}} = \frac{10 \cdot 0,5}{21,34 \cdot 10^{-6}} = 1,949 \cdot 10^5 \Rightarrow \text{turbulentní proudění} \quad (123)$$

Třecí součinitel

$$\lambda_{tr1} = \frac{0,857}{(\log \text{Re}_{tr1})^{2,4}} = \frac{0,857}{(\log 1,949 \cdot 10^5)^{2,4}} = 0,0157 \quad (124)$$

Ztráta třením

$$\Delta p_{t,tr1} = \lambda_{tr1} \cdot \frac{L}{d_{tr1,el}} \cdot \frac{v_{tr1}^2}{2} \cdot \rho_{sp} = 0,0157 \cdot \frac{2,468}{0,5} \cdot \frac{10^2}{2} \cdot 1,263 = 4,89 Pa \quad (125)$$

Ztráta místní (2 x změnou směru, zúžením)

$$\Delta p_{m,tr1} = (\xi_{sm,mezikus2} + \xi_{sm,tr1} + \xi_{zuz,mezikus2}) \cdot \frac{v_{vst}^2}{2} \cdot \rho_{sp} \quad (126)$$

$$\Delta p_{m,tr1} = (0,6 + 0,6 + 0,33) \cdot \frac{10^2}{2} \cdot 1,263 = 96,62 Pa$$

Celková ztráta prvního traktu spalin a mezikusu 2

$$\Delta p_{celk,vst} = (\Delta p_{t,vst} + \Delta p_{m,vst}) = 4,89 + 96,62 = 101,51 Pa \quad (127)$$

## 7.2 Výměník tepla

### 7.2.1 První křížení

Ekvivalentní průměr potrubí

$$d_{vym1,el} = \frac{4 \cdot a \cdot b}{2 \cdot (a + b)} = \frac{4 \cdot 0,025 \cdot 0,8}{2 \cdot (0,25 + 0,8)} = 0,545 m \quad (128)$$

Viskozita spalin při 145°C

$$\nu_{145^\circ C} = 20,8 \cdot 10^{-6} + (31,6 - 20,8) \cdot 0,45 = 25,66 \cdot 10^{-6} m^2 / s \quad (129)$$

Reynoldsovo číslo

$$\text{Re}_{vym1} = \frac{v_{vym1} \cdot d_{vym1,el}}{\nu_{145^\circ C}} = \frac{16 \cdot 0,545}{25,66 \cdot 10^{-6}} = 3,39 \cdot 10^5 \Rightarrow \text{turbulentní proudění} \quad (130)$$

Třecí součinitel

$$\lambda_{vym1} = \frac{0,857}{(\log \text{Re}_{vst})^{2,4}} = \frac{0,857}{(\log 3,39 \cdot 10^5)^{2,4}} = 0,0145 \quad (131)$$

Ztráta třením v jedné kapse výměníku

$$\Delta p_{t,vst} = \lambda_{vst} \cdot \frac{L}{d_{vst,el}} \cdot \frac{v_{vst}^2}{2} \cdot \rho_{sp} = 0,0145 \cdot \frac{0,8}{0,545} \cdot \frac{16^2}{2} \cdot 1,263 = 4,64 Pa \quad (132)$$

Ztráta místní (vstup a výstup z kapsy)

$$\Delta p_{m,vym1} = (\xi_{vstup,vym1} + \xi_{vystup,vym1}) \cdot \frac{v_{vym1}^2}{2} \cdot \rho_{sp} = (0,5 + 1) \cdot \frac{16^2}{2} \cdot 1,263 = 163,55 Pa \quad (133)$$

Celková ztráta v prvním křížení výměníku tepla (15 kapes)

$$\Delta p_{celk,vst} = (\Delta p_{t,vym1} + \Delta p_{m,vym1}) \cdot 15 = (4,64 + 163,55) \cdot 15 = 2523 Pa \quad (134)$$

## 7.2.2 Druhé křížení

Ekvivalentní průměr potrubí

$$d_{vym2,el} = \frac{4 \cdot a \cdot b}{2 \cdot (a + b)} = \frac{4 \cdot 0,025 \cdot 0,8}{2 \cdot (0,25 + 0,8)} = 0,545 m \quad (135)$$

Viskozita spalin při 60°C

$$\nu_{60^\circ C} = 11,9 \cdot 10^{-6} + (20,8 - 11,9) \cdot 0,6 = 17,24 \cdot 10^{-6} m^2 / s \quad (136)$$

Reynoldsovo číslo

$$Re_{vym2} = \frac{v_{vym2} \cdot d_{vym2,el}}{\nu_{60^\circ C}} = \frac{5 \cdot 0,545}{17,24 \cdot 10^{-6}} = 1,58 \cdot 10^5 \Rightarrow \text{turbulentní proudění} \quad (137)$$

Třecí součinitel

$$\lambda_{vym2} = \frac{0,857}{(\log Re_{vym2})^{2,4}} = \frac{0,857}{(\log 1,58 \cdot 10^5)^{2,4}} = 0,01632 \quad (138)$$

Ztráta třením

$$\Delta p_{t,vym2} = \lambda_{vym2} \cdot \frac{L}{d_{vym2,el}} \cdot \frac{v_{vym2}^2}{2} \cdot \rho_{sp} = 0,01632 \cdot \frac{0,8}{0,545} \cdot \frac{5^2}{2} \cdot 1,263 = 0,378 Pa \quad (139)$$

Ztráta místní (vstup a výstup z kapsy)

$$\Delta p_{m,vym1} = (\xi_{vstup,vym2} + \xi_{vystup,vym2}) \cdot \frac{v_{vym2}^2}{2} \cdot \rho_{sp} = (0,5 + 1) \cdot \frac{5^2}{2} \cdot 1,263 = 23,68 Pa \quad (140)$$

Celková ztráta ve druhém křížení výměníku tepla (15 kapes)

$$\Delta p_{celk,vst} = (\Delta p_{t,vym2} + \Delta p_{m,vym2}) \cdot 15 = (0,378 + 23,68) \cdot 15 = 360,87 Pa \quad (141)$$

### 7.3 Mezikus 2 a První spalínový trakt

Ekvivalentní průměr potrubí

$$d_{tr1,el} = 0,5m$$

Viskozita spalin při 105°C

$$\nu_{105^{\circ}C} = 20,8 \cdot 10^{-6} + (31,6 - 20,8) \cdot 0,05 = 21,34 \cdot 10^{-6} m^2 / s \quad (142)$$

Reynoldsovo číslo

$$Re_{tr1} = \frac{v_{tr1} \cdot d_{tr1,el}}{\nu_{105^{\circ}C}} = \frac{10 \cdot 0,5}{21,34 \cdot 10^{-6}} = 1,949 \cdot 10^5 \Rightarrow \text{turbulentní proudění} \quad (143)$$

Třecí součinitel

$$\lambda_{tr1} = \frac{0,857}{(\log Re_{tr1})^{2,4}} = \frac{0,857}{(\log 1,949 \cdot 10^5)^{2,4}} = 0,0157 \quad (144)$$

Ztráta třením

$$\Delta p_{t,tr1} = \lambda_{tr1} \cdot \frac{L}{d_{tr1,el}} \cdot \frac{v_{tr1}^2}{2} \cdot \rho_{sp} = 0,0157 \cdot \frac{2,468}{0,5} \cdot \frac{10^2}{2} \cdot 1,263 = 4,89 Pa \quad (145)$$

Ztráta místní (2 x změnou směru, zúžením)

$$\Delta p_{m,tr1} = (\xi_{sm,mezikus 2} + \xi_{sm,tr1} + \xi_{zuz,mezikus 2}) \cdot \frac{v_{tr1}^2}{2} \cdot \rho_{sp} \quad (146)$$
$$\Delta p_{m,tr1} = (0,6 + 0,6 + 0,33) \cdot \frac{10^2}{2} \cdot 1,263 = 94,725 Pa$$

Celková ztráta prvního traktu spalin bez vestavby a mezikusu 2

$$\Delta p_{celk,vst} = (\Delta p_{t,tr1} + \Delta p_{m,tr1}) = 4,89 + 94,725 = 99,615 Pa \quad (147)$$

**Ztráta vestavby prvního traktu spalin**

Ekvivalentní průměr potrubí

$$d_{vest,el} = \frac{4 \cdot a \cdot b}{2 \cdot (a + b)} = \frac{4 \cdot 0,01 \cdot 0,04}{2 \cdot (0,01 + 0,04)} = 0,016m$$

Viskozita spalin při 105°C

$$\nu_{105^{\circ}C} = 20,8 \cdot 10^{-6} + (31,6 - 20,8) \cdot 0,05 = 21,34 \cdot 10^{-6} m^2 / s \quad (148)$$

Reynoldsovo číslo

$$\text{Re}_{tr1} = \frac{v_{tr1} \cdot d_{tr1,el}}{\nu_{105^\circ\text{C}}} = \frac{10 \cdot 0,016}{21,34 \cdot 10^{-6}} = 7,497 \cdot 10^3 \Rightarrow \text{turbulentní proudění} \quad (149)$$

Třecí součinitel

$$\lambda_{tr1} = \frac{0,857}{(\log \text{Re}_{tr1})^{2,4}} = \frac{0,857}{(\log 7,497 \cdot 10^3)^{2,4}} = 0,0332 \quad (150)$$

Ztráta místní (zúžení, náhlé rozšíření)

$$\Delta p_{m,vest} = (\xi_{zúž.,vest} + \xi_{nah.roz.,vest}) \cdot \frac{v_{tr1}^2}{2} \cdot \rho_{sp} \quad (151)$$
$$\Delta p_{m,vest} = (0,1 + 0,55) \cdot \frac{10^2}{2} \cdot 1,263 \cdot 144 = 5910 \text{ Pa}$$

Celková ztráta prvního traktu spalin, mezikusu 2 a vestavby

$$\Delta p_{celk,vst} = (\Delta p_{t,tr1} + \Delta p_{m,tr1} + \Delta p_{m,vest}) = 4,89 + 94,725 + 5910 = 6009 \text{ Pa} \quad (152)$$

## 7.4 Druhý spalinový trakt

Ekvivalentní průměr potrubí

$$d_{tr2,el} = 0,8 \text{ m}$$

Viskozita spalin při 60°C

$$\nu_{60^\circ\text{C}} = 11,9 \cdot 10^{-6} + (20,8 - 11,9) \cdot 0,6 = 17,24 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2 / \text{s} \quad (153)$$

Reynoldsovo číslo

$$\text{Re}_{tr2} = \frac{v_{tr2} \cdot d_{tr2,el}}{\nu_{60^\circ\text{C}}} = \frac{5 \cdot 0,5}{17,24 \cdot 10^{-6}} = 1,45 \cdot 10^5 \Rightarrow \text{turbulentní proudění} \quad (154)$$

Třecí součinitel

$$\lambda_{tr2} = \frac{0,857}{(\log \text{Re}_{tr2})^{2,4}} = \frac{0,857}{(\log 1,45 \cdot 10^5)^{2,4}} = 0,0167 \quad (155)$$

Ztráta třením

$$\Delta p_{t,tr2} = \lambda_{tr2} \cdot \frac{L}{d_{tr2,el}} \cdot \frac{v_{tr2}^2}{2} \cdot \rho_{sp} = 0,067 \cdot \frac{3,436}{0,8} \cdot \frac{5^2}{2} \cdot 1,263 = 4,54 \text{ Pa} \quad (156)$$



Ztráta místní mezikusu 1 (2 x změnou směru, zúžením)

$$\Delta p_{m,tr2} = (\xi_{sm, mezikus1}) \cdot \frac{v_{tr2}^2}{2} \cdot \rho_{sp} = (0,6) \cdot \frac{5^2}{2} \cdot 1,263 = 9,47 Pa \quad (157)$$

Celková ztráta prvního traktu spalin a mezikusu 2

$$\Delta p_{celk,vst} = (\Delta p_{t,vst} + \Delta p_{m,vst}) = 4,54 + 9,47 = 14,01 Pa \quad (158)$$

**Ztráta vestavby druhého traktu spalin**

Ekvivalentní průměr potrubí

$$d_{vest2,el} = \frac{4 \cdot a \cdot b}{2 \cdot (a + b)} = \frac{4 \cdot 0,015 \cdot 0,052}{2 \cdot (0,015 + 0,052)} = 0,023 m \quad (159)$$

Viskozita spalin při 60°C

$$\nu_{60^\circ C} = 11,9 \cdot 10^{-6} + (20,8 - 11,9) \cdot 0,6 = 17,24 \cdot 10^{-6} m^2 / s \quad (160)$$

Reynoldsovo číslo

$$Re_{vest2} = \frac{v_{vest2} \cdot d_{vest2,el}}{\nu_{60^\circ C}} = \frac{5 \cdot 0,023}{17,24 \cdot 10^{-6}} = 6,67 \cdot 10^3 \Rightarrow \text{turbulentní proudění} \quad (161)$$

Třecí součinitel

$$\lambda_{tr1} = \frac{0,857}{(\log Re_{tr1})^{2,4}} = \frac{0,857}{(\log 6,67 \cdot 10^3)^{2,4}} = 0,0343 \quad (162)$$

Ztráta místní (rozšíření, náhlé zúžení)

$$\Delta p_{m,vest2} = (\xi_{rozšř.,vest2} + \xi_{nah.,zúž.,vest2} + \xi_{vodnisloupec,vest2}) \cdot \frac{v_{tr2}^2}{2} \cdot \rho_{sp} \quad (163)$$

$$\Delta p_{m,vest2} = (0,1 + 0,4 + 0,73) \cdot \frac{5^2}{2} \cdot 1,263 \cdot 225 = 4369 Pa$$

Celková ztráta druhého traktu spalin, mezikusu 1 a vestavby

$$\Delta p_{celk,tr2} = (\Delta p_{t,tr2} + \Delta p_{m,tr2} + \Delta p_{m,vest2}) = 4,54 + 9,47 + 4369 = 4383 Pa \quad (164)$$

## 7.5 Výstupní díl

Ekvivalentní průměr potrubí

$$d_{vyst,el} = 0,5m$$

Viskozita spalin při 110°C

$$\nu_{105^{\circ}C} = 20,8 \cdot 10^{-6} + (31,6 - 20,8) \cdot 0,1 = 20,9 \cdot 10^{-6} m^2 / s \quad (165)$$

Reynoldsovo číslo

$$Re_{vyst} = \frac{v_{vyst} \cdot d_{vyst,el}}{\nu_{110^{\circ}C}} = \frac{14 \cdot 0,5}{20,9 \cdot 10^{-6}} = 3,349 \cdot 10^5 \Rightarrow \text{turbulentní proudění} \quad (166)$$

Třecí součinitel

$$\lambda_{vyst} = \frac{0,857}{(\log Re_{vyst})^{2,4}} = \frac{0,857}{(\log 3,349 \cdot 10^5)^{2,4}} = 0,0142 \quad (167)$$

Ztráta třením

$$\Delta p_{t,vyst} = \lambda_{vyst} \cdot \frac{L}{d_{vyst,el}} \cdot \frac{v_{vyst}^2}{2} \cdot \rho_{sp} = 0,0142 \cdot \frac{1,25}{0,5} \cdot \frac{14^2}{2} \cdot 1,263 = 4,39 Pa \quad (168)$$

Ztráta místní mezikusu 1 (2 x změnou směru, zúžením)

$$\Delta p_{m,vyst} = (\xi_{roz,vyst} + \xi_{sm,vyst}) \cdot \frac{v_{vyst}^2}{2} \cdot \rho_{sp} = (0,4 + 0,2) \cdot \frac{14^2}{2} \cdot 1,263 = 74,26 Pa \quad (169)$$

Celková ztráta prvního traktu spalin a mezikusu 2

$$\Delta p_{celk,vst} = (\Delta p_{t,vst} + \Delta p_{m,vst}) = 4,39 + 74,26 = 78,65 Pa \quad (170)$$

Tlakové ztráty	Ztráta třením [Pa]	Místní ztráta [Pa]	Celková ztráta [Pa]
Vstupní díl	4,89	96,62	101,51
Výměník 1. křížení	69,6	2453	2523
První spalínový trakt + Mzk 2	4,89	6004,7	6009
Druhý spalínový trakt	4,89	4378	4383
Výměník 2. křížení	5,67	355,2	360,87
Výstupní díl	4,39	74,26	78,65

Tabulka č. 6 – výsledky tlakových ztrát jednotlivých dílů absorbéru

## 8. Závěr

V úvodu diplomové práce jsou srovnány všechny, průmyslově používané, metody odsíření. Zvláštní důraz je kladen na tzv. mokrou, vápencovou vypírku, která doposud jako jediná obstála v samostatném plnění emisních limitů.

Stěžejním tématem mé diplomové práce je čpavková, odsiřovací metoda DE-EMIS, jejíž princip je shrnut v kapitole číslo 3 a která by měla být schopna konkurovat předchozím, převážně vápencovým, aplikacím.

V praktické části jsem se zabýval stechiometrickými výpočty spalín pro směs černouhelného prachu a koksárenského plynu v strmotrubném kotli K10. Pro návrh zkušební jednotky postačí odebírat z kouřovodu kotle  $5000\text{m}^3/\text{h}$  spalín. Na základě zadaných hodnot jsem navrhnul absorbér, který je nutný pro dodržení emisního limitu  $\text{NH}_3$ . Výkresy sestavy zařízení, jakožto i jeho dílčích komponent, jsou obsaženy v přílohách diplomové práce A až M.

V bilančních výpočtech jsem uvedl tok síry kouřovodem a množství sorbentu, které je nutné k pokrytí emisních limitů, požadovaných legislativou, čili  $200\text{ mg/m}^3_{\text{N}}$ .

Odsíření spalín čpavkovou metodou se ukázalo jako jeden z možných variant řešení odsíření spalín. Při účinnosti aplikace, která byla pokusně ověřena na 90,12% a menších investičních a provozních nárocích, se jedná o velikého konkurenta již zavedených, odsiřovacích, způsobů.

Perspektivně bude nutné dořešit využití produktu odsíření jako základu pro umělá hnojiva. Tato problematika nebyla v rámci diplomové práce řešena.

### **Poděkování**

Děkuji vedoucímu diplomové práce doc. Dr. Ing. Bohumír Čech za účinnou metodickou, pedagogickou a odbornou pomoc a další cenné rady při zpracování mé diplomové práce.

## 9. Seznam použité literatury

- [1] Doc. Ing. Josef Vejvoda, CSc., Ing. Pavel Machač, CSc., Prof. Ing. Petr Buryan, DrSc., TECHNOLOGIE OCHRANY OVZDUŠÍ A ČIŠTĚNÍ ODPADNÍCH PLYNŮ, Vysoká škola chemicko - technologická, Ústav plynárenství, koksochemie a ochrany prostředí, Technická 5, 166 28 Praha 6
- [2] Doc. Dr. Ing. Bohumír ČECH, Ing. Jan MATOUŠEK, Ph.D. Ing. Michal STÁŇA, Ph.D. Ing. Zbyszek SZELIGA, Ph.D, Zpráva z odsiřovacích zkoušek na kotli K 10 čpavkovou metodou DE-EMIS v ArcelorMittal Energy Ostrava s.r.o.
- [3] <http://envirmine.cz/> - společnost zabývající se odsiřovací metodou DE-EMIS
- [4] ČSN 07 0302: Přejímací zkoušky parních kotlů, Český normalizační institut 1995
- [5] Doc. Ing. Zdeněk Kadlec, PhD. PRŮVODCE SDÍLENÍM TEPLA PRO POŽÁRNÍ SPECIALISTY, Sdružení požárního a bezpečnostního inženýrství v Ostravě, 2009
- [6] Doc. Ing. Tomáš Dlouhý, CSc., VÝPOČTY KOTLŮ A SPALINOVÝCH VÝMĚNÍKŮ, Česká technika – nakladatelství ČVUT, Thákurova1, 160 41 Praha6
- [7] Bc. Tomáš Miklík, Doc. Ing. Zdeněk Skála CSc., ODSÍŘENÍ SPALIN FLUIDNÍHO KOTLE, Vysoké učení technické v Brně

## **10. Seznam příloh**

Příloha A – výkres č. 0-01 – Sestavný výkres absorbéru

Příloha B – výkres č. 2-01-1 – Napojení L,P

Příloha C – výkres č. 2-01-2 – Kapsový výměník

Příloha D – výkres č. 2-01-3 – Mezikus 1

Příloha E – výkres č. 2-01-4 – Díl 2

Příloha F – výkres č. 3-01-4-5 – Sprcha – Díl 2

Příloha G – výkres č. 2-01-4-8 – Separátor kapek – Díl 2

Příloha H – výkres č. 2-01-5 – Díl 1

Příloha I – výkres č. 2-01-6 – Podstava

Příloha J – výkres č. 2-01-7 – Mezikus 2

Příloha K – výkres č. 2-01-8 – Díl 3

Příloha L – výkres č. 3-01-8-18 – Separátor kapek – Díl 3

Příloha M – výkres č. 4-01-8-21 – Sprcha – Díl 3